MRI 82/6

MINERAL POLICY SECTOR
INTERNAL REPORT

A GENERALIZED ESTIMATING MODEL FOR THE OCEAN MANAGEMENT INC., MANGANESE NODULE PROCESSING FACILITY

D.E.C. KING
Mineral Policy Sector

D.W. PASHO
Ocean Mining Division
Canada Oil and
Gas Lands Administration

Energy, Mines and Resources Canada
Énergie, Mines et Ressources Canada

Minerals
Minéraux

CANADA

DEPARTMENT OF ENERGY, MINES AND RESOURCES

OTTAWA

Mineral Policy Sector Internal Report
MRI 82/6

A GENERALIZED ESTIMATING MODEL FOR THE OCEAN MANAGEMENT INC., MANGANESE NODULE PROCESSING FACILITY

Prepared in conjunction with the
Departmental Co-ordinating Committee
on Ocean Minings Deep Ocean Mining Study

by

D.E.C. King
Mineral Policy Sector

and

D.W. Pasho
Ocean Mining Division
Canada Oil and Gas Lands Administration

December, 1979

Catalogue number M35-2/82-6
ISBN no. 0-662-52217-6

FOREWORD

This report is one of four from amongst a series of internal reports* prepared in conjunction with an extensive assessment of deep seabed resources undertaken by the Deep Ocean Working Group of Departmental Co-ordinating Committee on Ocean Mining. Although originally intended for internal use they are now being made available because of the significant award of information contained and because they were in a form that allowed publication with relatively little additional work and editing. In some cases, illustrations will appear as they did in the original reports for reasons of time and cost.

* Originally RMB Internal Report 1979-5.
(Ocean Management Inc. Estimating Model)

CONTENTS

	Page
INTRODUCTION	1
Background and Purpose	1
Review of OMI Processing Work	1
Nodule Characteristics	3
APPROACH	5
Basis for Establishing the Model	5
General Comments Regarding the Modelled Process	7
Methodology	9
PROCESS DISCUSSION	12
Site Development and Associated Offsite Services	12
Auxiliary Facilities	12
Stockpiling, Reclaiming and Materials Handling	12
Drying and Selective Pre-reduction	13
Smelting	15
Converting	16
Manganese Recovery (Ferromanganese Production)	17
Matte Leaching	17
Liquid Ion Exchange (Including Ammonia Recovery)	18
Electrowinning	19
Cobalt Recovery	20
Waste Disposal	20
ESTIMATING CRITERIA PLANT SECTION SUMMARY	21
Site Development and Associated Offsite Services	21
Auxiliary Facilities	21
Stockpiling, Reclaiming and Materials Handling	22
Drying and Selective Pre-reduction	22
Smelting	23
Converting	25
Manganese Recovery (Ferromanganese Production)	26
Matte Leaching	26
Liquid Ion Exchange	28
Electrowinning	29
Cobalt Recovery	29
Waste Disposal	29

CONTENTS (Cont'd)

	Page
SUMMARY OF PLANT INPUTS	30
Nodules	30
Power	30
Steam	30
Water	30
Other Materials	30
PREPRODUCTION SCHEDULE	32
REFERENCES CITED	33
APPENDICES	
I. Physical Characteristics of Nodules	39
II. Comparisons: this study/EIC	41
III. Main Capital Equipment Items	43
IV. Manganese Production	46

FIGURES

1.	Process Scheme and Schematic Flow Diagram for Pyrometallurgical Processing and Recovery of Copper, Nickel and Cobalt from Manganese Nodules.	6
2.	Schematic Flowsheet for Processing Manganese Nodules Based on a Possible OMI Process.	8

TABLES

1.	German Nodule Processing Program	4
2.	Assumed Average Nodule Composition	11
3.	Metal Recoveries in OMI Nodule Processing	27
4.	Materials inputs requirements	31

INTRODUCTION

Background and Purpose

In order to provide a sound technical foundation for policy development with respect to deep seabed resources, the Department of Energy, Mines and Resources Departmental Coordinating Committee on Ocean Mining (DCOM), undertook a broad-ranging study of the technical and economic aspects of seabed resource development. Background work on the processing of seabed manganese nodules progressed from an initial state of the art review (Ritcey, 1976) to brief, but specific reviews of the possible processes to be used by the individual seabed mining consortia (Ritcey et al, 1976 a and b and Ritcey et al, 1977). For the present work two processes were selected to represent possible pyrometallurgical and hydrometallurgical routes for more detailed consideration, including cost estimates.

This paper outlines an estimating model for a pyrometallurgical nodule processing scheme as it might be used by Ocean Management Inc. (OMI). The process outlined is to be used as a basis for preparing processing cost estimates for use in conjunction with mining and transportation costs being developed by DCOM for the modelled OMI ocean mining operation. This portion of the overall model encompasses the handling and treatment of nodules from the time they are unloaded on shore through the production of saleable refined product forms (Processing Sector). The method of unloading, the approach to overland transportation from a port facility to the process plant stockpile and the method of waste disposal are not specified due to the variety of cases that may actually arise. In a complete OMI model, these aspects are considered to be site specific and can be dealt with depending upon the situation encountered at the specific processing site selected.

This approach is taken in order to deal with the processing sector of the model in a manner that provides for flexible application of the economic analysis with respect to the site location. It allows, for instance, this study to be applied directly to a joint study, by the Department of Energy, Mines and Resources and the British Columbia Ministry of Economic Development of potential processing site locations in the Province of British Columbia.

Review of OMI Processing Work*

In 1974, Inco Limited, a group of Japanese companies known as the Deep Ocean Mining Company Ltd. (DOMCO), the A.M.R., (a group of German companies), and SEDCO, Inc. formed a joint venture known as Ocean Management Inc.

Inco Limited's pre-consortia efforts on the processing of seabed manganese nodules date back to the late 50's when early tests were

---

* Summarized from Pasho (1976)

conducted at their Copper Cliff facilities. During the early 70s the company supported processing studies on nodules at the University of California, Berkeley, (Fuerstenau et al, 1969; Han et al, 1975 and Hoover et al 1975), and conducted bench tests at their Port Colborne Laboratories (**Metals Week**, January 8, 1973). By the time the consortia formed, Inco had apparently done at least preliminary work on thermal upgrading and smelting (Sridhar, 1974).

Little is known of any hydrometallurgical development that was done although a sulphur based process was patented (Subramanian and Glaum, 1977).

Pre-consortia processing work by DOMCO companies appears limited to that done by the Sumitomo group companies, principally, Sumitomo Metal Mining Co., Ltd. (Sumitomo Kinzaku Kozon). Bench-scale processing tests were conducted by Sumitomo Metal Mining Co. as early as 1969 (Sumitomo Shoji Kaisha, 1972) and apparently intended to construct a pilot testing facility at their Sisakajima smelter during August, 1972 to work on the development of a continuous smelting process (**Mining Magazine**, September, 1972 and **Metal Bulletin**, July 4, 1972). Although their testing program was to last for three years, it is not apparent that the project was carried out.

The A.M.R., a group of German companies that formed a cooperative research and development group in 1972, included Metallgesellschaft AG, Preussag AG., Rheinische Braunkohlenwerke AG. and Salzgitter Erzbergbau AG. As early as 1970 Metallgesellschaft AG had started their first laboratory processing tests on nodules and subsequently worked in co-operation with several other Germany companied experience in extractive metallurgy. This "club for processing" investigated a variety of approaches (Table 1) and agreed to exchange data and results (Meyer - Galow et al, 1973a). Some of the process approaches were tested at pilot plant sale (Kauczor et al, 1973).

Some of the results of this work have been published (Meyer - Galow, 1973b; Boin and Muller, 1973; Kauczor, et al, 1973; Ulrich et al, 1973; Hanig, 1973; Menz, 1975 and Kruger and Schwarz, 1975).

In addition to processing research, the A.M.R. contracted the Research Institute for International Technical Economic Co-operation of the Technical University of Aachen to conduct a "Prefeasibility Site Selection Study" in 1974-75 (Diederich, in press).

Sedco, an offshore drilling contractor, did not conduct any processing studies prior to joining the consortia.

The original OMI feasibility study outlined plans for pilot processing tests using nodules obtained during the prototype mining tests of the Sedco 445. The plans called for smelting tests to be conducted at Port Colborne, Ontario followed by matte treatment tests in Japan.

Sumitomo Metal Mining, in fact announced in mid-1977 that they would, later that year or in early 1978, begin constructing a pilot plant at its Niihana Smelter to "smelt and refine a manganese slag and matte" produced by Inco Limited. (**Eng. Mining Journal**, June 3, 1977 and **Japan Economic Journal**, April 26, 1977). Although their prototype mining tests in early 1978 were successful in obtaining in excess of 1,000 tons of nodules, OMI opted to reduce the scope of the feasibility study, suspending the work planned after the completion and analysis of the pilot mining test. Thus it would appear that pilot processing tests will not be immediately carried out by this group. (OMI Press Release March 30, 1978).

Nodule Characteristics*

Manganese nodules are principally composed of manganese and iron oxides in which are disseminated nickel, copper and cobalt values. Because the values do not occur as separate minerals, the concept of liberation size and physical beneficiation have little practical application in their recovery. There tends, however, to be an association of nickel and copper with the manganese oxide phases (todorokite, birnessite, and delta MnO_2) while cobalt tends to be associated with nodules relatively enriched in iron phases. The gangue fraction consists principally of clay minerals including montmorillonite, chlorite, kaolinite and phillipsite and a biogenic fraction of calcium carbonate and silicon.

The nodules contain extremely fine pores of the order of 100 A° diameter resulting in porosities near 60% by volume and surface areas of about 200 m^2/g (Agarwal, et al, 1976 also see Gross and McLeod, 1977, Appendix I). As a result of this high parosity the moisture content of nodules is approximately 30 to 40% on a wet weight basis. This also has important implications with respect to slurry densities. Should Marcona flow be used for nodule transfer? Because of the large amount of free water held in the pores, fluidity is obtained only by operating with lower pulp densities than normally used with more granular solids.

The nodules are friable and easy to grind. The Bond index (for closed circuit rod milling) for two North Pacific nodule samples are reported by Brooke and Prosser (1969) as being 8.8 and 13.7 kwh/ton and about 7 kwh/short ton according to Agarwal et al (1976).

---

* A good summary of nodule characteristics of concern from the standpoint of processing is provided by Fuerstenau and Han (1977).

TABLE 1

GERMAN NODULE PROCESSING PROGRAM (FROM MEYER - GALOW ET AL, 1973a)

PROCESS ROUTES	LEACHING		ROAST-LEACHING		REFINING	Mn-METALLURGY
	H_2SO_4 or SO_2	HCL	SULFATING	AMMINE-CARBO-NATING		
Companies						
Metallgesellschaft	X	-	X	-	X	-
Preussag	-	-	-	X	X	-
Duisburger Kupfehutte	-	-	-	-	X	-
Kloeckner-Humbolt-Deutz	-	-	-	-	X	-
Krupp	X	-	X	-	X	-
Salzgitter	-	-	-	-	-	X

X - indicates work done by a specific participant.

APPROACH

Basis for Establishing the Model

Although the joint venture has indicated that it has not decided on any one process to extract and refine metal values from deep seabed nodules (Shaw, 1976), various publications and statements indicate that the methods outlined by Sridhar et al (1976) reasonably approximates an approach being considered by the joint venture (Fig. 1). For example, McCreedy (1977) indicated that "our present plan is to remove the manganese by a pyro-operation and then separate the nickel, copper and cobalt by hydrometallurgical processes". On the other hand it should be noted that published information respecting processing work done by the A.M.R. and its associates is principally hydrometallurgical (see "Review of OMI Processing Work" - this study).

The process developed herein (Fig. 2) has been adopted from the description provided by Sridhar et al (1976). Briefly, it involves the pyrometallurgical stages of drying and pre-reduction, smelting and converting to produce a nickel-copper matte containing most of the base metals and a slag containing most of the manganese. Recovery of the nickel, copper and cobalt from the matte would be carried out by oxygen pressure sulphuric acid leaching. Further separation and refining in the base metals would be carried out by an as yet undefined combination of solvent extraction and electrowinning processes. The product forms are assumed to be cathode nickel and copper, ferro-manganese, and precipitates of cobalt and molybdenum.

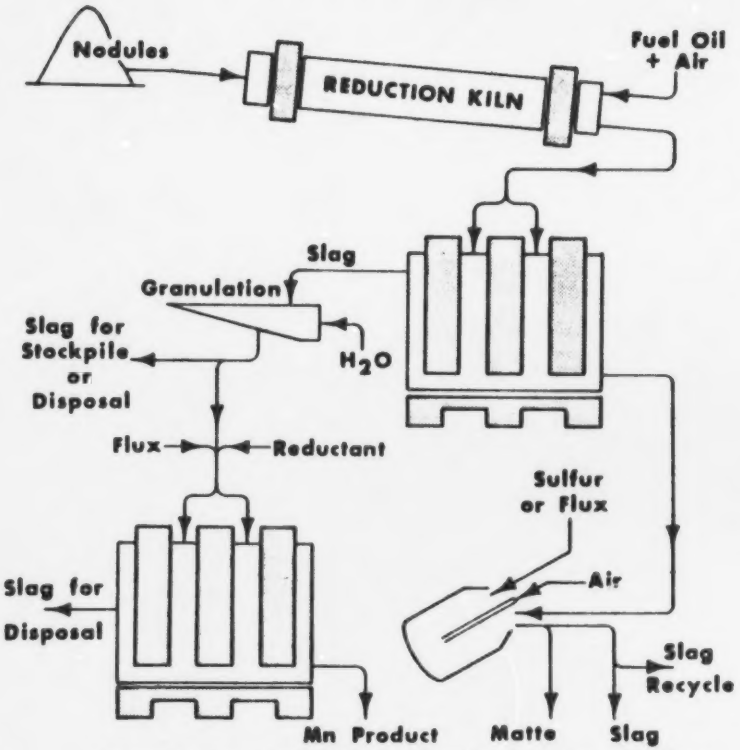
In addition to the work of Sridhar et al (1976), other information was helpful in constructing the model, as follows:

(1) Several studies that deal specifically with thermal treatment and smelting of manganese nodules were helpful: Vasil'chikov et al (1968), Beck and Messner (1970), Bare and Pasquali (1973) Sridhar (1974) and Wilder and Galin (1976) Halbach et al (1976) and Wilder and Galin (1976). Other references, that generally deal with smelting and/or ferro-nickel production were also useful: Robiette (1973), Colemen and Vedensky (1960) and Thurneyssen et al (1960).

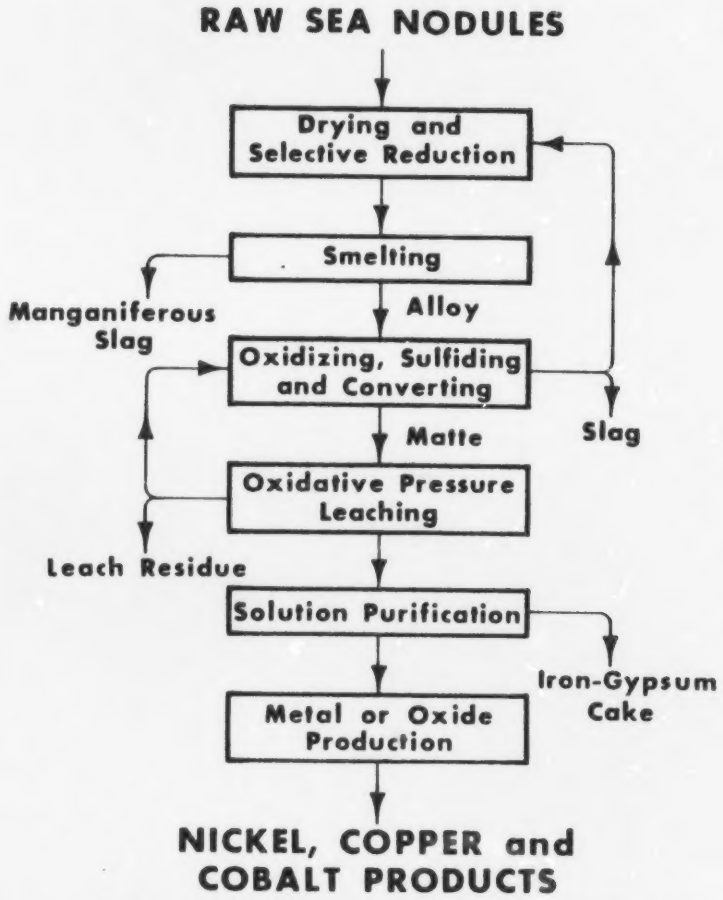
(2) Further information on oxygen pressure leaching was obtained from references discussing the practices of Sumitomo Metal Mining Co. Ltd., (Nakazawa et al, 1973), Impala Platinum Limited (Plasket and Romanchuk, 1974), AMAX Inc. (Llanos, et al 1974) and Inco.*

---

* P.C., regarding oxygen pressure leach of carbonyl residues at Copper Cliff Copper Refinery.



Schematic flow diagram of the pyrometallurgical processing of sea nodules.



Process scheme for the recovery of copper, nickel and cobalt from sea nodules.

Fig. 1 Process Scheme and Schematic Flow Diagram for Pyrometallurgical Processing and Recovery of Copper, Nickel and Cobalt from Manganese Nodules from Sridhar et al (1976).

(3) With respect to subsequent hydrometallurgical stages and mass balances, some guidance was provided by scaling and adjusting values (Appendix II) from a Dames and Moore/EIC study of various manganese nodule processes (Anonymous, 1977c) that includes smelting. Further information on practice at existing copper solvent extraction operations such as Baghdad Mine and Nchanga Consolidated Copper Mines Ltd. was helpful.

As a general guideline to developing the model, it was kept in mind that Inco, on several occasions, has noted that the process should rely on conventional technology as much as possible (Sridhar et al, 1976).

General Comments Regarding the Modelled Process

It is apparent from the literature that deep sea manganese nodules can be treated by various processing routes, each having its own advantages and disadvantages. As a source of nickel the nodules are somewhat similar to laterite ores; both are oxidized materials containing absorbed water and neither can be physically concentrated. Reduction of the nodules may be carried out either pyrometallurgically or hydrometallurgically.

Sridhar et al (1976) (Inco Limited) on the other hand maintain that the method proposed for Ocean Management Inc. has advantages over hydrometallurgical processes, namely:

(1) recovery of a high percentage of the nickel and copper from nodules while rejecting manganese at an early stage;

(2) utilization of conventional technology, thus reducing investment risk;

(3) minimal environmental disturbance;

(4) enhanced economic flexibility because of the option to produce a manganese product.

The first claim by Sridhar is supported experimentally. In general, the second claim appears justifiable with the possible exception of the drying and reduction of nodule feedstock in rotary kilns. Relative to the possible problems associated with the disposal of hydrometallurgical tailings, slag would in general be easier to dispose of in an environmentally acceptable manner.

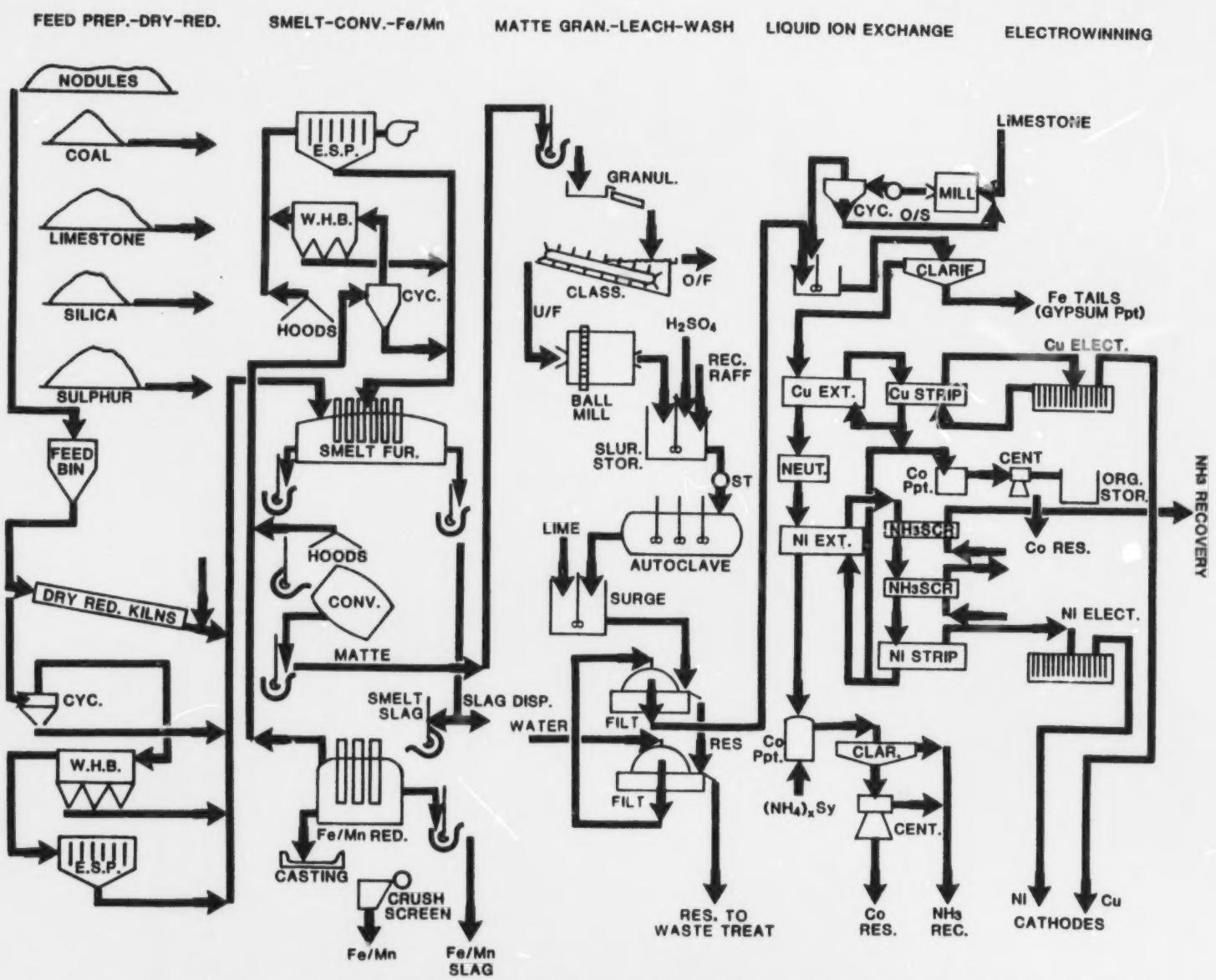


Fig. 2 SCHEMATIC FLOWSHEET FOR PROCESSING MANGANESE NODULES BASED ON A POSSIBLE OMI PROCESS.

Whether manganese production is a true option or not would depend on whether the process would remain viable producing only nickel, copper and cobalt. Agarwal et al (1976) (Kennecott Corporation) maintain that predominantly pyrometallurgical processes are likely to be marginal on the basis of nickel, copper, and cobalt recovery alone, and would therefore be "locked into manganese production" (pg. 24). If true this would become a constraint, possibly making this process somewhat economically inflexible. Inco apparently feels otherwise and has indicated ".....at least in the early years, that managanese will be discarded or perhaps stockpiled in slag form for future use. At present it does not look as though it could be recovered at a cost that would be competitive with alternative sources." (McCreedy, 1977).

The modelled Ocean Management process also appears to present other advantages and disadvantages. On the positive side it would appear to require less critical control than hydrometallurgical plants up to the pressure leaching stage. On the negative side it appears more energy intensive, since the nodules enter the drying/pre-reduction stage with 30 per cent (or possibly higher) moisture, depending on the degree of dewatering during and after stockpiling. Some waste heat recovery is possible and utilisation of the sensible heat in the manganese slag, by immediately reducing the molten slag to ferromanganese, rather than producing the ferromanganese from dumped granulated slag, would also conserve energy.

Methodology

Based largely on the work of Sridhar et al (1976), a simplified flow-sheet of the modeled Ocean Management Inc. process has been constructed (Fig. 2). In addition, approximate mass balances have been worked out and are presented in the section of this report "Estimating Criteria, Plant Section Summary".

Following a detailed review of EIC's work on the process, it was, decided, where applicable, to use their mass balance values (proportioned to the feed appropriate rates herein) for some materials and flows not covered by ourselves and which would have otherwise required an unwarranted expenditure of time on our part (Anonymous, 1977c; also see Appendix II). This is particularly true for the LIX and electrowinning plant areas. The reader may find it helpful to refer to EICs flow sheets for these areas (their Figures 9.9 - 9.14).

Partial equipment lists, by plant section, appear in Appendix III.

The annual delivery rate of nodules is taken to be approximately 4.87 million wmt or 3.4 million dmt. The rate is derived from that calculated for the OMI Mining and Transport Sector estimating model. The initial feed composition is fictitious, but felt to be representative of high-grade material from the Northeast Equatorial Pacific and has been used herein rather than the compositions used by Sridhar et al (1976) (Table 2).

The Processing Sector is considered to include all land-based nodule handling and treatment facilities. For purposes of cost-estimating, the Sector is sub-divided into cost areas that are subsequently described in the section on "Process Discussion". Although the cost of facilities of most of the cost areas of the estimating model are taken as being relatively independent of a specific site, some costs associated with three areas will require separate evaluation depending upon the specific site considered:

(1) Site Development and Associated Offsite Services: Certain aspects of site development such as site preparation and offsite services (infrastructure) will vary from site to site.

(2) Auxiliary Facilities: Again, depending on the location of the plant, it may be necessary to construct larger scale facilities such as a marine terminal, power plant, townsite, and means for transporting nodule feed from the port facility to the processing site.

    Also, raw materials availability will influence whether or not on-site auxiliary facilities for the production of lime, sulphuric acid, coke and various process gases is desirable or necessary.

(3) Waste Disposal: Depending on the site, a number of options may be available for waste disposal. These might, for instance, include the possibility of offshore disposal of some waste, on-site disposal or, transporting a portion of the solid wastes to more remote disposal locations.

Manganese recovery is considered to be an option that could be added at an appropriate time. When recovered, less than a third of the original nodule feed is utilized for manganese production, the remainder going to slag. In order to allow full flexibility in the model it is assumed that:

(1) Sufficient land area is provided for the possibility that manganese recovery would be added and that all smelter slag would have to be disposed of (the latter accommodated under Waste Disposal).

(2) Process requirements given herein assumes no initial manganese production. For convenience, additional requirements associated with manganese production are outlined in Appendix VI.

(3) Addition power requirements could be provided by (i) purchase power or (ii) construction of a power generation facility (the latter possibility accommodated under Auxiliary Facilities).

TABLE 2

ASSUMED AVERAGE NODULE COMPOSITION

	(% dry weight)	(% wet weight)
Al	6.50	4.55
Si	14.50	10.15
P	.05	.04
K	.90	.63
Ca	1.65	1.16
Ti	.50	.35
Mn	27.00	18.90
Fe	5.00	3.50
Co	.25	.18
Ni	1.45	1.02
Cu	1.25	.88
Zn	.15	.11
Sr	.06	.04
Mo	.06	.04
Ba	.05	.04
Pb	.05	.04
V	.05	.04
As	.005	.004
Mg	1.50	1.05
S	.50	.35
C	.01	.01
Na	2.50	1.75
H_2O	-	30.00[1]
L.O.I.	20.00	14.00

"Standard Nodule": composite, Central Pacific nodule.
[1] dry weight = 0.7 wet weight
- nil

PROCESS DISCUSSION

Site Development and Associated Offsite Services

Among the typical site development costs, the following items are considered as site specific and are estimated separately:

(1) Site Preparation: clearing, grading, drainage etc.

(2) Offsite Services: power lines, water supply, roads, railways, etc. to the plant interface.

Other costs, not considered to be quite as affected by site location, include:

(1) General Field Costs: utilities during construction, temporary buildings, site travel, administration, security and clean up, rentals, consumable supplies etc.

(2) Yard Services: power distribution, security, fire protection, sanitary sewer, potable water distribution, plant telephone system, plant road and parking lots, rails and sidings, mobile equipment, plant fences and lighting.

Auxiliary Facilities

Auxiliary buildings such as shops, general warehouses, laboratory, offices, gate and change houses etc. make up a cost area that is not considered site dependent.

Site dependent auxiliary facilities may include: marine terminal, ore transport to plant, power generation, producer and dryer gas production, oxygen and gas generation, etc.

Stockpiling Reclaiming and Materials Handling

The plant will process approximately 4.8 million wet metric tons per year (equal to mining rate) which, assuming 330 operating days per year at the plant, is equivalent to approximately 14 800 wmt per day.

It is assumed that the ore will be a minus 1/4 inch when unloaded for stockpile or temporary storage prior to delivery to the plant stockpile.

The wet ore can be stored in covered above ground stock piles in which case a 30-day stock pile of roughly 443 000 wmt would amount to

slightly in excess of 400 000 m^3 of water-saturated nodules*. Assuming a 45° angle of repose and a 15 metre-high stockpile, the base area for a one-month stockpile would be almost 60 000 m^2*. A two month stockpile of 886 000 wmt is assumed and would require approximately 110 thousand m^2 of base area.

Although dusting problems are considered by some to dictate the use of a storage pond rather than an above-ground stockpile, the latter approach has been selected in this study. Covered piles with surrounding dikes and drains are assumed.

Facilities for receiving, storage, reclaiming, and distributing the chief operating supplies, namely coal, coke, silica, sulphur, limestone, fuel oil and electrode paste would be required at the plant. Unless noted otherwise, delivery is assumed to be via rail and on site inventories of two weeks are assumed to be maintained by weekly delivery. Stockpile quantities are given in Table 4 under Summary of Plant Inputs.

Drying and Selective Pre-reduction

In this process stage the nodule material is dried and substantially reduced while remaining in the solid state. To avoid dusting, no pre-grinding of the charge is carried out, hence some reduction is deferred to the subsequent smelting stage.

The as-received wet nodules are mixed with coal and fed to counter currently-fired rotary kilns which are maintained at an operating temperature of up to 1,000°C. Drying takes place near the feed end under oxidizing conditions, and reduction then proceeds progressively as the nodules pass through the kiln towards the discharge end in a strongly reducing atmosphere containing carbon monoxide. The retention time is about 135 minutes. Other authors, including Agarwal et al (1978) and EIC (Anonymous, 1977c), have assumed that drying and pre-reduction would be carried out in two separate stages. Therefore this must be considered an optional approach that would involve additional capital and operating costs.

Reduction of nickel, copper and cobalt oxides to their metallic forms is about 80 to 90% complete, while iron is about 45% reduced to metal. Manganese is reduced only to the divalent oxide or silicate forms.

---

* As noted, nodules are very porous. The assumed moisture content of 30% envisages all surface water drained out leaving water only inside the pores of the nodules. Unless provision is made for efficient removal of surface water before feeding to the drying/pre-reduction stage the water content could remain as high as 40 to 45%, creating unnecessarily higher thermal loading in the kilns. The bulk density of water saturated nodules is taken to be 1.07 wmt/m^3 (equivalent to 80 wet lbs./$ft.^3$).

From a feed input of 14 768 wmt/day of naturally drained wet nodules, the loss of free and combined water plus other volatiles is estimated at 6 498 mtd. Loss of oxygen during reduction is estimated to be about 1 025 mtd assuming 85% reduction of the base metal oxides to metals, 45% of ferric oxide to metal and 100% of manganese dioxide to manganous oxide. Hence the weight of the discharge on the basis of no dust losses, no surplus carbon, and no fluxing additives, would be 7 245 mtd. Sridhar et al (1976), state that some excess carbon must be present in the discharge to prevent re-oxidation. However, they do not indicate how much of the added coal (4.5% by weight of the dry nodules), will leave the kiln unburnt. No indication is given of dust losses except that the amount would be similar to that produced by reducing laterites in kilns. For the purpose of cost estimating we are assuming that total dust carry-over will be 6% of reduced nodule output in the exhaust gases leaving the kiln at the feed end, or 435 mtd, which would be recycled to pre-reduction kiln feed.

We assume that the exhaust gas train will comprise a waste heat boiler, cyclone, hot electrostatic precipitator and a fines recycle system. The total dust loading arbitrarily split in the proportions 3.5%, 2.0% and 0.5% or 254 mtd, 145 mtd and 36 mtd respectively.

Sridhar et al (1976) carried out their reduction tests using a reducing gas containing 14.7% CO, 8.7% H_2, 6.7% CO_2, 6.7% H_2O and 63.2% N_2 simulating combustion of Bunker 'C' oil with 0.6 of stoichiometric air. They state that unused gaseous reductants would be burnt in the heating zone of the kiln, which would therefore provide a means of introducing combustion air into that zone of the kiln.

To allow for possible reoxidation of the reduced material which may occur after leaving the kiln, the design might call for the use of closed chutes, with rotary air locks, or screw feeders, and for maintainance of the hot material under an inert atmosphere such as nitrogen. The discharge end of the kiln would probably be designed with a high weir, leaving a hole large enough for the burners. A peripheral discharge one metre from the end into a discharge chamber fitted with sealing rings could enable a discharge under reducing conditions. It might also be necessary to build a chamber equipped with a sealing ring at the feed end to contain the hot dusty gases. An exhaust fan at the end of the gas train would maintain slightly reduced pressure in the feed chamber for gas containment.

Wet nodule feed, coal, fluxing additive, revert materials, etc. would presumably be accommodated in elevated intermediate storage bins at the feed end of the kilns. Likewise, proportioning feeders, belt mixers (if used), chutes and belt conveyors would be located at the elevated charging floor.

Transport of the reduced discharge material to the smelting furnaces would probably be over short distances and could be done via enclosed drag chain conveyors and sealed intermediate surge bins under nitrogen gas. Dust collected from the gas train would tend to be fully

oxidized, but might be fed to the smelting furnaces rather than recycled to the kilns. If in fact recycled, agglomeration may be required to reduce dust losses.

Smelting

Sridhar et al (1976) smelted at 1,400°C in crucibles without flux addition to produce a fluid slag. However, provision should be included for the addition of silica sand in estimates of equipment. From the average feed composition assumed for the present study we estimate a daily silica consumption of up to 1 200 mtd. Limestone may also be added before smelting to adjust slag composition.

Further reduction takes place during the smelting operation bringing the total yields up to 95% of copper, nickel and cobalt, and up to 90% of iron and molybdenum. These metals collect into a molten alloy while the slag collects about 98.5% of the manganese. This separation is an essential feature of the process.

In order to produce standard grade ferromanganese from this slag it is necessary that the manganese to phosphorus ratio in the slag be equal to or greater than 260. Sridhar et al (1976) established that in order to achieve this ratio the reduction had to be controlled to leave 1.5% or more manganese in the alloy during the reduction stage.

Distribution of elements between iron rich alloy and the manganese rich slag is given in the "Smelting" section of "Estimating Criteria, ...". About a third of the phosphorus enters the alloy the remainder passing to the slag. About 90% of the molybdenum reports to the alloy as well as large proportions of undesirable arsenic and antimony.

Of the total reduced nodule charge of about 7 245 mtd, about 803 mt are recovered as metal from the smelting furnace and 10 165 mtd reports as slag of which 2 907 mtd are used for Fe/Mn reduction, leaving 7 258 mtd to be disposed of in a slag heap. At this stage the alloy product represents approximately 5-6% of the original wet weight of the nodules coming from the stockpile.*

Smelting will probably be carried out in electric arc furnaces. Provision must be made for dust collection from direct off-gases and from tramp emissions ventilated from the surrounding area. Drag chain conveyors, tote boxes or skips may be selected for returning revert dusts back to the reduction kiln feed bins from the waste heat boiler, cyclones, and electrostatic precipitator.

---

* This is equivalent to about 7.8% of the dry weight of raw nodules (eg. 10 338 dmt/day).

Transportation and intermediate storage of the hot reduced discharge from the kilns, before it is fed to the smelting furnaces, should take into account the need both to conserve heat and avoid reoxidation. Hence, any skips, chain, screw or bucket conveyors, and bins will be insulated, enclosed, and be either refractory lined or made of heat resistant alloys. Distance between kiln discharge points and smelting furnace feed bins will be as short as possible.

From refractory-lined storage bins above the electric smelting furnaces the reduced charge flows by gravity via stainless steel pipes through holes around the periphery of the furnace lids, using rotary feeds below the bins to control the flows.

The electrodes are of the self-baking type with regulated hydraulic lift systems. Refractories are high magnesia. Slag can be tapped either into ladles or hot cars for direct transport to the ferromanganese furnace or to disposal, alternatively it can be tapped into a granulating launder and dewatering circuit before transportation of the granulated slag by car, truck, or conveyer to the slag stockpile. Alternatively it can be tapped into ladles for direct transport to the ferromanganese furnace.

Converting

Conversion of the molten alloy is carried out in two stages: (a) oxidation with air, or oxygen enriched air, to lower the manganese content to less than 0.1% in order to ensure high sulphiding efficiency, and (b) sulphurization to produce a matte containing nickel, copper and cobalt, and to eliminate iron in an iron-rich silicate slag.

About 12% of the iron is slagged off with the manganese in the oxidation stage with the aid of added silica. Sulphurization of the alloy is carried out with sufficient elemental sulphur, pyrite, or gypsum and coke, to sulphidize the nickel, copper, cobalt and iron to Ni_3S_2, Cu_2S, Co_9S_8 and FeS respectively, allowing for 90% recovery of sulphur in the matte. A fuel oil/oxygen burner supplies the heat for the endothermic reaction. The matte is then blown with air to reduce the iron content to about 5% using silica flux. Under these conditions about 80% of the cobalt and nearly all of the nickel and copper is retained in the matte. With more prolonged blowing than this, for example to 0.8% Fe, the retained cobalt is reduced to about 40%. Slags from this blowing stage contain most of the manganese, molybdenum, lead, zinc and titanium, and, as stated, some of the cobalt originally present in the molten alloy.

Approximately 803 metric tons per day of molten alloy are delivered by ladle for converting. During the oxidation stage about 62 metric tons of silica flux are added and 185 metric tons of slag are removed and recycled to smelting (about 12% of the iron and 93% of the manganese from the alloy reports in this slag). In the second stage 118 mtd of elemental sulphur (or equivalent) is added to produce 415 mtd of the matte*, and 207 mtd of silica is added in producing 703 mtd of sulphurizing

* About 4% of the dry weight of raw nodules

producing 703 mtd ofsulphurizing converter slag, which may contain recyclable quantities of cobalt and molybdenum. About 14 mtd of sulphur will be emitted as sulphurous gases.

Both stages of conversion are carried out in top-blown rotary converters such as are presently in use by Inco Limited at its Copper Cliff nickel smelter. The converter slag is tapped into ladles and stockpiled or recycled to the smelting furnace while the matte is cast into moulds, solidified and crushed for feeding to the hydrometallurgical circuit. Alternatively the molten matte may be granulated with water prior to transferring it to leaching. Off-gases from the converter are collected and passed through an electrostatic precipitator at the foot of an exhaust stack. Waste heat is recovered.

Manganese Recovery

(optional, see Appendix IV)

Matte Leaching

The matte comprising the sulphides of nickel, copper, cobalt and iron is leached, with added sulphuric acid, and in the presence of oxygen under a pressure of 150 psi. The operating temperature is 110°C, low enough to avoid having to deal with molten sulphur in the slurry, yet high enough for complete dissolution of the base metals in two hours.

Two reactions occur, one tending towards the conversion of the sulphide sulphur to elemental sulphur, and the other towards its further oxidation to sulphate ions. By minimizing the acid addition so that an excess of only 20 grams per litre remains at the end of the leach to drive the reaction, most of the sulphur forms sulphates. Only about 4% is converted to elemental sulphur, and the leach residue, which contains little else, is only 1% of the weight of the matte charged.

In order to achieve the required reaction rates the molten matte is ground to 99% minus 325 mesh size after granulation and wet classification. The ground material is then fed to the leaching autoclaves as a slurry containing about 9.5% solids. Classifier undersize is dewatered before being combined with the milled material for leaching.

The slurry from leaching contains free sulphuric acid besides nickel, copper, cobalt, iron, and small quantities of impurity elements. Separation and winning of the base metals has not been fully described in the literature, by the OMI group, although Sridhar et al (1976) includes a brief description of iron removal from solution by neutralizing to pH 3.5 using a proprietary method. In this procedure neutralization of the pregnant liquor and precipitation of iron is said to be accomplished by

the addition of lime. Clarifier overflow is directed to the LIX circuit while underflow solids may be recycled to leaching or disposed of.

The iron/gypsum precipitate reportedly carries with it the larger part of the molybdenum, vanadium, titanium, lead, arsenic, antimony and phosphorus from solution. The greater part of the manganese (7 ppm), bismuth (1 ppm) and selenium (0.4 ppm) remains in solution. In view of the generally low impurity levels in solution, little problem is anticipated in winning the base metals in the subsequent separation and electrowinning stages.

Unit operations for the matte leaching section of the plant include granulation, classification, clarification, grinding, pressure leaching, countercurrent liquid/solid separation, limestone grinding, and solution neutralization.

Liquid Ion Exchange

The absence of a definitive description of the metal winning stages of the OMI process, makes it necessary to make assumptions for a processing system of solvent extraction stripping and scrubbing stages using LIX reagent. Various practicable routes are possible, but, within reason, the differences in plant and material requirements would probably be minor, and not significantly affect a preliminary order-of-magnitude estimate, whichever system is assumed.

Since nickel is not extracted into LIX reagent at low pH, it is possible to make an immediate separation by selective extraction of copper from the acid leach liquor at pH 3.5. Nickel can then be extracted from the copper-free raffinate after adjustment to about pH 11 with ammonia. These two main extraction steps are therefore assumed for the present model.

There are essentially two separate organic streams in this system, although the stripped organic from each circuit can be bled to a common cobalt stripping operation, which would also remove copper from the nickel barren organic. After this scavenging operation, the organic can go to a common storage, serving both circuits.

The stripping circuits for the loaded copper and nickel organic streams are in closed-circuit with their respective electrowinning plants. Recycled spent copper electrolyte containing 160 gpl H_2SO_4, is used to strip copper from the corresponding organic extract; and the pregnant strip solution becomes the feed for copper electrolysis. The nickel strip/electrolysis circuit is similar except that ammonia must be scrubbed from the nickel extract before stripping it with recycled spent electrolyte at pH3, the pregnant strip solution becoming the catholyte for nickel electrolysis.

This system of consecutive extraction of copper and nickel from the leach solution is in contrast with the proposed Kennecott system that uses LIX reagent, in which copper and nickel are extracted simultaneously,

and stripped separately and selectively from a common organic stream. The high pH of the leach solution in their "Cuprion" process makes Kennecott's route logical for their case. Other features are similar, for example, both processes would include either one or two scrubbing steps for removing ammonia from the nickel bearing organic before stripping; stripping solutions would be similar; organic separations from aqueous streams and cruds would be similar for both processes, as would ammonia recovery from ammonia-bearing aqueous streams.

Raffinate from cobalt recovery and vapors from the first stage ammonia scrub in the nickel extraction and stripping circuit are transferred to ammonia recovery. Adopting the EIC approach, the raffinate from cobalt recovery is counter-currently contacted with slaked lime in a steam strip which then passes through an ammonia condenser-absorber circuit.

Because of the higher concentrations of metals in the OMI pregnant liquor, its flow rate is about 4.6 times less than the feed liquor to Kennecott's solvent extraction plant. However, the total organic flow is higher by a factor of about 1.7 reflecting the higher metal throughput and the two extractant circuits. The strip liquors are also about 1.2 greater in the OMI plant. Overall hourly volumes of organic and aqueous carried in both plants are similar.

One might therefore conclude from the foregoing two paragraphs that an order of magnitude cost assessment of either Kennecott's or OMI's solvent extraction circuit would serve, in a preliminary way, for both. In spite of the slight differences in scale of operation, the size and number* of equipment units in each process would appear to be of the same order.

Electrowinning

The electrowinning operations will be similar in essential respects to the system described for the Kennecott operation. Since solutions are virtually identical, design and operation can be made likewise, allowing for OMI's approximately 30% larger throughput.

The copper and nickel strip solutions entering their respective tank houses, will be depleted from 47 to 37 gpl copper and from 77 to 50 gpl nickel respectively during commercial electrowinning. The tank houses will also accommodate separate circuits for preparing starter sheets, operating at lower metal depletions and somewhat lower current densities, as well as scrap dissolution and recycle.

---

* The estimated number of mixer settlers for the OMI process is 19 as opposed to 15 for Kennecott. This difference would also influence the number of items like pumps, but other unit operations should be comparable.

In both OMI and Kennecott processes based on manganese nodule feedstock, the solvent extraction strip solution are, on the whole, purer than advance electrolytes in most leaching/electrowinning operations. Consequently there should be less need for additional purification, or other complementary treatment steps. Therefore costs should generally be at least no higher than for most copper and nickel electrowinning plants.

Cobalt Recovery

A study by EIC Corporation (Anonymous, 1977c) describes cobalt, nickel and zinc precipitation from the raffinate, after nickel LIX extraction, using ammonium sulphide.

"Barren" organic bleeds from both copper and nickel stripping circuits are combined, treated with hydrogen sulphide, and then centrifuged to remove cobalt and copper sulphide precipitates before recycling the organic.

The cobalt-bearing precipitates from both raffinate and organic treatments could possibly be marketed for their cobalt and copper contents without further treatment. According to EIC the sulphides would, however, be pressure leached to dissolve cobalt and nickel sulphides preferentially leaving undissolved copper and zinc sulphides in the residues which would be sold as such. Nickel would be recovered from sulphate solution by hydrogen reduction to nickel powder in a stage-wise operation to avoid cobalt contamination of the nickel. Cobalt is afterwards crystallized from solution as nickel and cobalt double salts with ammonium sulphate.

The model assumes that Cobalt Recovery is to be estimated as a package section. The present study, therefore, does not quantitatively deal with processing the mixed cobalt, copper, nickel, zinc sulphides. This also avoids dealing with the uncertainties of marketing cobalt in this form.

Waste Disposal

Although alternatives may exist, modelled waste disposal sytems are assumed for the present to conform to traditional practices. All such costs, including land, should be credited to "Waste Disposal" rather than be incorporated into other cost areas.

For this model, waste disposal is assumed to be effected by the dumping of hot slag from ladle cars or trucks to form a slag heap. Alternatively, granulation, reslurrying and transportation to another disposal location could be considered depending upon site specific opportunities. Process solid and liquid effluents (mainly leach tailings) are collected, neutralized and pumped to a tailings pond. It is assumed that overflow will be clear and lime treated.

References to these systems can be found in "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Studies", Vol. 2, Transportation and Waste Disposal System, August 1977, U.S. Department of Commerce (Anon. 1977a, b and c).

ESTIMATING CRITERIA, PLANT SECTION SUMMARY

Site Development and Associated Offsite Services

(1) Site Preparation*
not including land

(2) Offsite Services*
- (i) Power Lines
- (ii) Access Roads
- (iii) Railway
- (iv) Water Supply

(3) General Field Costs (see text)

(4) Yard Services (see text)

Auxiliary Facilities

(1) Marine Terminal* (as modeled for specific site, could include: docks, monobouy, warehouses, materials storage etc.)

(i)	Throughput:	4 873 474 wmt/year 3 411 432 dmt/year
(ii)	Temporary Storage at terminal facility (equivalent to ore carrier capacity)	70 000 wmt (for site distance of 2 500 n.m.)
(iii)	Unloading (Marconaflow)	3 000 wmt/hr.

(2) Ore Transportation* (overland from marine terminal to processing facility)

(3) Auxiliary Buildings (see text)

(4) Power Generation*

(5) Gas Generation Facilities*
- (i) Oxygen Plant
- (ii) Producer and Dryer Gas
- (iii) Inert Gas
- (iv) Hydrogen Gas

(6) On Site Materials Production*
- (i) Coke Plant
- (ii) H_2SO_4
- (iii) Lime Kiln

If these materials are produced on site, requirements for materials as listed in Tables 4 and 5 should be adjusted (eg. coal/coke; sulphur/H_2SO_4; limestone/lime) as it is assumed these materials are purchased.

---

* site specific cost item

Stockpiling Reclaiming and Materials Handling

(1) Summary Balance	
Annual feed rate	4 873 474 wmt
Plant utilization	330 days/year
(2) Nodule Stockpile	
Type	covered stockpile
Nodule feed storage (2 months assumed)	886 000 wmt
Nodule bulk density (drained, water saturated)	1.07 wmt/m^3
Angle of repose	assume 37° - 45° (the latter assumed for calculating base area)
Stockpile height	15 meters
(3) Nodule Composition	see Table 2
(4) Raw Materials Stockpiles	see Table 3

Drying and Selective Pre-reduction

(1) Summary Balance

Feed Rate of Wet Nodules	14 768 mtd	(10,338 dmt)
Free Water (30%)*	4 430 mtd	
Loss on Ignition (14%)*	2 068 mtd	
Dry Nodules	8 270 mtd	
Oxygen Loss **	1 025 mtd	
Reduced Nodule Output	7 245 mtd	
Coke	326 mtd	

* Weight per cent of wet nodules

** Assuming 85% reduction of NiO, CuO, Co_2O_3 to metal
" 45% reduction of Fe_2O_3 to Fe
" 55% reduction of Fe_2O_3 to FeO
" 100% reduction of MnO_2 to MnO

(2) Recycled Dust Losses — 6% of reduced nodule output
3.5% in waste heat boiler
2.0% in hot cyclone
0.5% in electrostatic precipitator

(3) Fuel input sufficient to:

- evaporate 30% moisture
- maintain operating temperature of about 1,000°C
- sustain reaction
- allow for radiation and sensible heat losses in solids and gases

(4) Reductant input sufficient for the above levels of reduction.

Smelting

(1) Summary Balance

Reducted nodule input	7 245 mtd
Silica sand	861 mtd
Limestone	as required
Coke	394 mtd
Alloy product (molten)	803 mtd
Smelter slag (total, no manganese production)	10 165 mtd

(2) Alloy Product Composition:

Element	Daily Output (mtd)	Calculated Composition (%)
Ni	143	17.8
Cu	123	15.3
Co	25	3.1
Mo	5	0.62
Fe	465	57.9
Mn	42	5.2
As	0.4	0.05
Zn	1.0	0.12
P	2.1	0.26
Total	803	100

(3) Smelter Slag Composition*

Component	Daily Output (mtd)	Calculated Composition (%)
SiO_2	4 067	40
Na_2O	354	3.5
MgO	258	2.5
Al_2O_3	1 314	12.9
K_2O	113	1.1
CaO	443	4.4
FeO	67	0.7
MnO	3 549	34.9 (27% Mn)
Total	10 165	100

* Assuming 1.5 MnO/SiO_2

Silica entering with nodules	3 206 mtd
Silica added with charge	861 mtd
Total	4 067 mtd

(4) Recoveries — see Table 3

(5) Electrode Carbon Consumption — 99 mtd: 30 lbs/tonne of reduced nodule

(6) Coke consumption — Theoretical for balance of reduction up to 95% Ni, Cu, Co metals, 90% Mo metal, 90% Fe metal, plus 33% excess.

(7) Dust recycle from waste heat boiler, cyclones & electrostatic precipitator is assumed to total about 2.5% of the reduced nodules charges.

(8) Operating Temperature — 1,400°C

(9) Heat losses — 25 Btu/Ft^2 furnace walls & roof 40 Btu/Ft^2 furnace bottom

(10) Smelting retention time — 2 hours

Converting

(1) Summary Balance

Oxidation

Molten Alloy Input	803 mtd
Silica flux	62 mtd
Slag (iron rich)	185 mtd

Sulphurization

Sulphur (elemental)	118 mtd (at 90% utilization)
Silica	207 mtd

Slag	703 mtd
Matte	415 mtd

(2) Oxidation slagging

Removes about 12% of the iron (56 mtd) and about 93% of the manganese (39 mtd). To reduce Mn to about 0.1% Approximately 62 mtd silica flux required.

About 185 mtd slag output for recycle. Cycle time 40 minutes.

(3) Converting and Blowing

Removes about 83% of the iron (368 mtd). Perhaps 5% of the iron remains after this and the previous stage.

About 207 mtd silica flux required.

About 703 mtd slag output for recycle. (Tapped before matte to remove iron).

(4) Metal Recoveries in Matte

Metal	Recovery %	Daily Output (mtd)
Ni	100	143
Cu	100	123
Co	80	20
Fe	5	23

(Note also Table, Smelting 2 & 3)

(5) Calculated Matte Composition

Metal	Calculated Composition (%)
Ni	34.5
Cu	29.6
Co	4.8
Fe	5.5
S	25.6
Mo	1
Mn	0.001
As	0.04

(6) Fuel oil/oxygen — Enough for heat of reaction plus heat losses.

Manganese Recovery

(optional, see Appendix IV)

Matte Leaching

(1)	Matte Input	415 mtd
(2)	Calculated composition	See "Converting"
(3)	Grind	99% minus 325 mesh
(4)	Pulp Density to Leaching	9.5% solids
(5)	Metal Recoveries in Leaching	99% of Ni, Cu, Co and Fe 80% of impurity elements
(6)	Retention Time	2 hours
(7)	Temperature	110°C
(8)	Oxygen Pressure	150 psi
(9)	Free Acid After Leaching	20 g/l
(10)	Conversion of Sulphide/Sulphur	4% to S°
		96% to SO_4
(11)	Residue Weight	About 1% of Feed Weight
(12)	Residue Pulp Density	About 0.1% solids
(13)	Acid Input (H_2SO_4)	384 mtd H_2SO_4 in :00 gal H_2SO_4 Solution
(14)	Solution Volume	2,780 m^3/day
(15)	Calculated Concentration of Metals in Solution	

Metal	Concentration (gpl)
Ni	37.5
Cu	32.2
Co	5.2
Fe	6.0

TABLE 3

METAL RECOVERIES IN OMI NODULE PROCESSING

Element	Assumed Recoveries (Per cent)											Input Tonnage		Output Tonnage	
	Feed Prep	Drying Pre-Reduction	Smelting		Converting		Leaching	LIX	Electro-winning	Fe/Mn reduc.	Overall	mth	mty	mth	mty
			Alloy	Slag	Matte	Slags									
Ni	100	100	95	5	100	-	99	99	100		93	6.27	49 709	5.83	46 229
Cu	100	100	95	5	100	-	99	100	100		94	5.41	42 887	5.09	40 314
Co	100	100	95	5	80	-	99	0	0		75	1.11	8 772	0.83	6 579
Mo	100	100	90	10	-	-	-	-	-		0	0.25	1 949		
Fe	100	100	90	10	5	-	99	-	-		-	21.5	170 572		
Mn	100	100	1.5	98.5	-	1.5	-	-	-	80	79	116	921 087		

(16)	Acid to be Neutralized	20 gpl (essentially) or 75.6 mtd H_2SO_4
(17)	Lime Required to Neutralize	43.2 mtd (CaO)
(18)	Iron Removal	6 mtd
(19)	Weight of Iron/Gypsum Res.	145 mtd
(20)	Pulp Density	3.7% solids

Liquid Ion Exchange

(1) Copper Extraction/Stripping:

Pregnant liquor input	158 m^3/hr
Pregnant liquor composition	See "Matte Leaching"
Organic Flow (O/A=6/1)	963 m^3/hr
Assumed Recoveries	Cu 100%
	Ni 0%
	Co 0%
pH	2.5 (adjusted with ammonia)
Temperature	40°C
Bleed to Cobalt Stripping	1% of organic flow
Organic loss	50 ppm organic in aqueous
No. of Extraction Stages	3, mixing time 3 mins. each
No. of Scrubbing Stages	Nil
No. of Stripping Stages	2, mixing time 3.75 mins. each
Strip Solution Flow (O/A 2/1)	468 m^3/hr
Surge Holding Time	1 hr, electrolyte
	3 hrs, organic

(2) Nickel Extraction/Stripping:

Pregnant liquor input	158 m^3/hr
Organic Flow (O/A 7.25/1)	1,143 m^3/hr
Assumed Recoveries	Nickel 99%
	Cu 0%
	Co 0%
pH	11.0 (adjusted with ammonia)
Temperature	40°C
Bleed to Cobalt Stripping	1% of organic flow
Organic loss	50 ppm organic in aqueous
No. of Extraction Stages	3, mixing time 3 mins. each
No. of Scrubbing Stages	5, " " 3 mins. each
No. of Stripping Stages	6, " " 3.75 mins. each
Primary Scrub O/A	3.3
Secondary Scrub O/A	1
Secondary Scrub Composition	1 gpl H_2SO_4
	200 gpl $(NH_4)_2SO_4$
Strip Liquor Flow (O/A 5.2)	219 m^3/hr
Surge Holding Time	1 hr, electrolyte
	3 hrs, organic

(3) Ammonia Recovery

Electrowinning

(1) Copper Circuit:

Insoluble anodes	Lead(+ 6% Sb)
Current Density	170 A/ft^2
Electrolytic Temp.	49°C (starting sheet cells) 38°C (commercial cells)
Advance Solution	48 gpl Cu, 145 gpl free acid
Spent Solution	37 gpl Cu, 160 gpl free acid
Circulation/Storage	tanks for complete drain-down of head tanks
Cells	Concrete, PVC liners
Current Efficiency	93%
Cathode Size	1m^2
Cathode Weight	68 kg
Cathode Spacing	0.11 m
Cell Voltage	2.1
Power Consumption	2 kWh/kg

(2) Nickel Circuit:

Insoluble Anodes,	Lead
Cathode	Dacron diaphragm bags, PVC frames
Starting Sheet Blanks	Stainless steel or Ti
Current Density	170 A/m^3
Electrolyte Temp.	63°C
Anode Vent Hoods	Polyethylene (for oxygen)
Current Efficiency	94%
Cell Voltage	3.5/V
Cathode Weight	about 75 kg
Catholyte	pH 3, 77 gpl Ni, 50 gpl Ni
Anolyte	40 gpl H_2SO_4
Power Consumption	3.86 kWh/kg nickel

Cobalt Recovery

EIC

Waste Disposal

Molten slag to waste disposal (no manganese recovery)

Smelting	10,165 mtd
Leach tailings	4.15 dmtd
Slag density	200 lbs/ft^3
Area for slag disposal (no manganese recovery)	.25 m^2/year

50 ft. high slag heap:

17 acres/year
340 acres/20 years

100 ft. high slag heap

9 acres/year
70 acres/20 years

SUMMARY OF PLANT INPUTS AND INVENTORIES

Nodules

Annual delivery of nodules to the processing plant location is taken to be 4 873 474 wmt/year or 3 411 432 dmt/year.

A two month stockpile amounting to approximately 886,000 wmt is assumed. Delivery to shore is via ore carrier. Delivery to the plant location may, depending on the specific site considered, be via ship, rail or slurry pipeline.

Power

The total estimated power requirements for the plant is about 215,000 kw of which approximately 100,000 kw could be generated internally from waste heat boilers. The net purchase power requirement is taken as 115,000 kw and includes provision for lime kiln, an Oxygen plant and other auxiliary facilities. Smelting (120,000 kw), nickel electrowinning (23,000 kw) copper electrowinning (15,000 kw) and services are the largest power consumers. Ferromanganese reduction would consume an additional 60,000 kw and bring the net requirement to 175,000 kw.

Steam

About 430,000 lbs/hr of steam are required for the process, including waste treatment and services.

Water

Total water requirements include about 445 m^3/min. for cooling and 18 m^3/min. for process, of which about 12 m^3/min. is for materials handling and services, 2.5 m^3/min. for leaching and 2.5 m^3/min. for waste treatment.

Other materials

Other materials required are listed in Table 4 assuming no manganese recovery (see Appendix VI for additional requirements with manganese recovery).

TABLE 4

MATERIALS INPUT REQUIREMENTS

Material	Annual Requirement	Stockpile[1] Requirement
Nodules	4 873 474 wmt	886 080 wmt (8 weeks)
Coal	1 000 000 mty	85 000 mt
Coke[2,3]	200 000 mty	17 000 mt
Lime[2]	70 000 mty	6 000 mt
Silica	373 000 mty	32 000 mt
Fuel Oil	657 800 bbls	56 000 bbls
Sulphur	38 500 mty	3 300 mt
Iron Oxide (hematite)[3]		
Oxygen[2]	335 000 mty	
Ammonia	3 000 mty	
Electrode Paste[3]	33 000 mty	
Hydrogen Sulphide	5 500 mty	
H_2SO_4[2]	127 000 mty (360 tpd)	
LIX Reagent	840 mty	
Flocculant	320 mty	
Sodium Sulphate	1 100 mty	
Boric Acid	180 mty	
Salt (NaCl)	180 mty	
Water Tower Chemical	740 mty	
Filter Aid	1 500 mty	
Hydrogen[2]	400 mty	

1 Unless otherwise noted, stockpiles provide a 28 day supply.
2 May be produced on site.
3 No allowance made for manganese recovery with the exception of providing sufficient plant storage area for stockpile facilities if added later (see Appendix VI).

PREPRODUCTION SCHEDULE

Little in the way of pre-production scheduling is provided for this process in the literature. In one instance, Shaw (1976) models a base case for an OMI mining operation (using this type of model process) which indicates that the processing facility is capable of reaching 60% of designed capacity in the fourth year following the investment decision and 100% of designed capacity during the fifth year.

Following an investment decision, it is assumed that approximately one year will be required to exercise land purchase options and obtain the necessary initial permits.

Assuming that site development can commence at the beginning of the second year following a commercial decision, it is anticipated that the first plant line could be in production 2½ years later or 3½ years following the investment decision. Some production from that line may occur but costs and revenues will be carried forward into the next year which is considered to be the first year of commercial production. Beginning in the first year of commercial production, it is assumed, as Shaw (1976) suggested, that the processing plant operates at 60% of designed capacity and 100% of designed capacity for the second and all subsequent years of commercial production.

It is assumed that by the time the first plant line comes on stream during the middle of the third year, that a 2 month nodule stockpile has been built up.

With respect to the processing plant, pre-production manning and expenditure schedules should be in the economic estimates.

REFERENCES CITED

Agarwal, J.C., et al, 1976, "Processing Manganese Nodules, A Technical and Economic Review," **Journ. of Metals,** April 1976, pp. 24-31.

Agarwal, J.C., et al, 1978, "Comparative Economics of Recovery of Metals from Ocean Nodules," Kennecott Copper Corporation, pp. 1-8.

Anonymous, 1977a, "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Studies," Vol. 1. Processing Systems Summary, U.S. Dept. of Commerce, Contract 6-35331, pp. 0-1 - 11-1.

Anonymous, 1977b, "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Studies," Vol. II. Transportation and Waste Disposal Systems, U.S. Dept. of Commerce, Contract 7-35169, pp. 0-1 - 7-3.

Anonymous, 1977c, "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Impact Studies," Volume III. Processing Systems Technical Analyses, U.S. Dept. of Commerce, National Oceanic and Atmospheric Administration, Contract 6-35331, Office of Marine Minerals, August, pp. 1-1 - 14-60.

Bare, C.B., and Pasquali, J.W., 1973, "Process for the Extraction of Nickel, Copper and Cobalt from Manganiferous Ores." U.S. Patent 3,751,554, Aug. 7, 1973.

Beck, R.R., and Messner, M.E., 1970, "Copper, Nickel, Cobalt and Molybdenum Recovery from Deep Sea Nodules." In Ehrlick, R.P., (ed), Copper Metallurgy, Metall. Soc. AIIE, New York, pp. 70-83.

Boin, U, and Muller, E., 1973, "Economic Aspects of the Recovery and Utilization of Manganese Nodules"; translated by Krutein, M.G., Global Marine Development, Inc., pp. 1-15.

Brooke, J.N., and Prosser, A.P., 1969, "Manganese Nodules as a Source of Copper and Nickel, Mineralogical Assessment and Extraction Transactions"/ Section C of the Institute of Mining and Metallurgy, Vol. 78, pp. 64-73.

Clements, B.G., 1977, "Statement on H.R. 3350, H.R. 4582, H.R. 3652, H.R. 4922, H.R. 5624, H.R. 6846, H.R. 6784 (Deep Seabed Mining)," In; Hearings before the Subcommittee on Oceanography and the Committee on Merchant Marine and Fisheries, U.S. House of Representatives, 95th Congress, 1st Session, Serial No. 95-4, 17, 18 March, 19 26, 27 April, 11, 20 May 1977, pp. 191.

Coleman, E.E., and Vedensky, D.N., 1960, "Production of Ferronickel at Riddle, Oregon." In Quenean, P. (ed.) Extractive Metallurgy of Copper, Nickel and Cobalt. Interscience Publishers. pp. 263-286.

Diederich, F., 1978, "Special Aspects of Site Selection for Manganese Nodules Processing Plants." (in press).

Fuerstenau, D.W., and Han, K.N., 1977, "Extractive Metallurgy, Marine Manganese Deposits," Editor, Glasby, G.P., Elsevier Oceanography Series, 15, pp. 357-390.

Fuerstenau, D.W., et al, 1969, "Metal Extraction from Ocean Manganese Nodules" The International Nickel Company of Canada, Limited (Unpublished Manuscript), 1969.

Gross, G.A. and McLeod, C.R., 1977, "Geology, Mineralogy and Geochemistry of Manganese Nodules." Internal Report prepared for Dept. Coodinating Committee on Ocean Mining, Geol. Survey of Canada, Department of Energy, Mines and Resources, Canada 43pp.

Halbach, P., et al, 1976, "Investigations of Pyrometallurgical Processing of Deep-Sea Manganese Nodules Using Sewage Sludge as a Reducing Agent." Inter-Ocean 76, Düsseldorf, Germany, 15-19 June, pp. 87-101.

Han, K.N., Hoover, M., and Fuerstenau, D.W., 1974, "Ammonia-Ammonium Leaching of Deep Sea Manganese Nodules," **Int. Journ.** Mineral Processing, Vol. 1, pp. 215-230.

Hanig, G., 1973, "High Pressure Sulfuric Acid Leaching of Manganese Nodules," Inter-Ocean '73 Düsseldorf, Germany, Nov. 13-18, 1973, pp. 432-444.

Hoover, M., Han, K.N., and Fuerstenau, D.W., 1975, "Segregation Roasting of Nickel, Copper and Cobalt from Deep-Sea Manganese Nodules," **International Journal of Mineral Processing,** Vol. 2, No. 2, 1975, pp. 173-185.

Kauczor, H.W., Jaunghanb, H., and Roever, W., 1973, "The Hydrometallurgy of Metalliferous Solutions in the Processing of Manganese Nodules" Inter-Ocean '73, Düsseldorf, Germany, Nov. 13-18, 1973, pp. 469-473.

King, D.C.E. and Pasho, D.W., 1979, "A Generaiized Estimating Model for the Kennecott Consortia Manganese Nodule Processing Facility." August, 1979. Dept. of Energy, Mines and Resources, Canada.

Kruger, J., and Schwarz, K.H., 1975, "Processing of Manganese Nodules." In; Review of the Activities, Edition 18-1975, Manganese Nodules - Metals from the Sea, Metallgesellschaft AG. Frankfurt AM Main 1975, pp. 44-49.

Llanos, Z.R., Queneau, P.B. and Rickard, R.S., 1974, "Atmospheric Leaching of Matte at the Port Nickel Refinery," **CIM Bulletin,** February, pp. 74-81.

Lucas, B.H., and MacKinnon, D.J., 1976, "Lockheed Missiles and Space Co. - Joint Venture, an Appraisal of the Processing of Sea Nodules," Mineral Sciences Laboratories, Report No. MRP/MSl 76-372 (TR), CANMET, Can., Energy, Mines and Resources, November 24, 6pp.

McCreedy, J., 1977, "Deepsea Nodules." Thompson, Manitoba Branch, Can. Inst.Min. Met., 12 January, 1977, 11pp.

Menz, D., 1975, "Process for Extracting a Manganese Concentrate from Maritime Manganese Ore," U.S. Patent 3,906,075, September 16, 1975, 3pp.

Meyer-Galow, E., Boin, U., and Schwarz, K.H., 1973a, "The Marine Nodules Project: Spotlights from the View of Process Engineering", Papers on the origin and distribution of manganese nodules in the Pacific and prospects for exploration, Morgenstein, M., Ed., Honolulu, Hawaii, July 23-25, 1973, pp. 131-138.

Meyer-Galow, E., Shwarz, K.H., and Boin, U., 1973b, "Metal Extraction from Manganese Nodules by Sulfating Treatment," Inter-Ocean '73, Düsseldorf, Germany, Nov. 13-18, 1973, pp. 458-468.

Nakazawa, G., Suetsuna, and A., Shimogawara, T., 1970, "Development of the Pressure Oxidation Leaching of High Grade Nickel Matte," 102nd Ann. Mtg. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng., (A.I.M.E.), 1970, 21pp.

Pasho, D.W., 1976, "Ocean Management Inc." Department Coordinating Committee on Ocean Mining, unpublished manuscript, Dept. of Energy, Mines and Resources, Canada 22pp.

Plasket, R.P., and Romanchuk, S. 1974, "Recovery of Nickel and Copper from High Grade Matte at Impala Platinum by the Sherritt Process," 103rd Annual General Meeting of the AIME in Dallas Texas, Feb. 24-28, pp. 24.

Ritcey, G.M., 1976, "Review of the State of the Art of Processing Nodules," CANMET Mineral Sciences Laboratories, MRP/MSL 76-115(LS) Feb. 1976, Dept. Energy, Mines and Resources, Canada.

Ritcey, G.M., Lucas, B.H., and MacKinnon, D., 1976a, "Inco Joint Venture, An Appraisal of the Processing of Sea Nodules." Informal Draft Sept. 1976, Report MRP/MSL 76-122 (TR) CANMET, Dept. Energy, Mines and Resources Canada, 5pp.

Ritcey, G.M., Lucas, B.H., and MacKinnon, D.J., 1976b, "Kennecott Joint Venture an Appraisal of the Processing," CANMET informal draft, Dept. of Energy, Mines and Resources, May 6, 10pp.

Ritcey, G.M., Lucase, B.H., and MacKinnon, D.J., 1977, "DCOM Deep Ocean Mining Study - A Review and Comparison of Routes for Processing Manganese Nodules" CANMET MRP/MSL 77-194(TR), Dept. of Energy, Mines and Resources, Canada pp. 32.

Robiette A.G.E., 1973, "Electric Smelting Processes." John Wiley and Sons.

Shaw, J.L., 1976, "The Economics of an Ocean Mining Project," 4th Int. Ocean Development Conf., Preprints, 28 September - October 1 1976, pp. 5-23.

Sridhar, R., 1974, "Thermal Upgrading of Sea Nodules," Manuscript of Paper, presented at the 103rd Annual AIME Meeting, Dallas, Texas, and J. Metals, December, pp. 18-22.

Sridhar, R., Jones, W.E., and Warner, J.S., 1976, "Extraction of Copper, Nickel and Cobalt from Sea Nodules." **Journ. of Metals,** April 1976, pp. 32-37.

Subramanian, K.N., and Glaum, G.V., 1977, "Two Stage Sulphuric Acid Leaching of Sea Nodules," U.S. Pat. 4,046,851, September 6 1977.

Sumitomo Shoji Kaisha, Ltd., 1972, "Historical Review of Manganese Nodule Development by the Sumitomo Group." (unpublished manuscript), September 15, 1972, 4pp.

Thurneyssen, C.G., Szczeniowski, J., and Michel, F., 1960, "Ferronickel Smelting in New Caledonia." In Quenean, P. (ed) Extractive Metallurgy of Copper, Nickel and Cobalt. Interscience Publishers, pp. 287-300.

Ulrich, K.H., Scheffler, U., and Meixner, M.J., 1973, "Processing of Manganese Nodules by Acid Leaching," Inter-Ocean '73 Düsseldorf, Germany, Nov. 13-18, 1973, pp. 445-457.

Vasil'chikov, N.V., Shirer, G.B., Matsepon, Yu. A., Krasnykh, I.F., and Grishankova, E.A., 1968, "Iron-Manganese Nodules from the Ocean Floor - Materials from the Production of Cobalt, Nickel, Manganese and Copper." Tsvetnye Metally, Vol. 9, No. 1, pp. 46-49.

Wilder, T.C., and Galin, W.E., 1976, "Reduction Smelting of Manganese Nodules with a Liquid Reductant." U.S. Patent 3,957,485, May 18, 1976.

APPENDICES

APPENDIX I

Physical characteristics of nodules (Gross and McLeod, 1977)

		Greenslate (1977) Nodule Volume					Wiesz (1975)	
		lcc.	lcc.	All	Fuerstenau and Han (1977)	Halbach et al (1975)	Pacific	Atlantic
Wet bulk density (g/cm^3)	Mean	1.95	1.78	1.88		1.99		
	Max.	2.09	2.18	2.15		2.08		
	Min.	1.69	0.52	0.52		1.94		
Dry bulk density (g/cm^3)	Mean				1.42[a]	1.396	1.52	1.43[b]
	Max.				1.54	1.646		
	Min.				1.36	1.217		
Dry grain density (g/cm^3)	Mean	3.49	2.99	3.26	3.41[c]	3.334[d]	3.8	3.53
	Max.	4.19	4.52	4.52	3.54	3.526		
	Min.	2.66	0.39	0.39	3.2	3.054		
Porosity (%)	Mean				58	58.31		
	Max.				62	62.64		
	Min.				52	55.20		
Pore size (um)	Mean				80% between 0.01-0.1		0.0069	0.0073
Pore volume cc/g	Mean						0.4	0.41
Specific surface area (m^2/g)	Mean				198		230	226
	Max.				287			
	Min.				118			
H_2O content	Mean	44.2	45.7	44.8[e]	14.0[f]			
	Max.	56.6	60.2	60.2	17.1			
	Min.	22.4	12.5	12.5	9.9			

[a] labelled "Apparent density"
[b] labelled "Particle density"
[c] labelled "Real density"
[d] labelled "Solid density"

[e] Water content, as determined by drying to a constant mass of 105°C, is expressed as a percentage of dry mass of concretion. Conversion to percentage of concretion wet mass is approximately 0.67 times the values shown.
[f] Dried to 110°C, methodology not specified

References Cited in Appendix I

Frazer, J.Z.
1977: "Manganese nodule reserves": an updated estimate; Marine Mining, Vol. 1, no. 2, pp. 103-123.

Frazer, J.Z. and Arrhenius, G.
1972: "World-wide distribution of ferromanganese nodules and element concentration in selected Pacific nodules"; Tech. Rept. 2, Int. Decade Ocean Explor., 51 pp.

Fuerstenau, D.W. and Han, K.N.
1977: "Extractive metallurgy"; In: G.P. Glasby (Editor), Marine Manganese Deposits. Elsevier, Amsterdam, pp. 357-390.

Greenslate, J.
1977: "Manganese concentration wet density: A marine geochemistry constant"; **Marine Mining,** Vol. 1, No. 2, pp. 125-148.

Gross, G.A. and McLeod, C.R.
1977: "Geology, Mineralogy and Geochemistry of Manganese Nodules." Internal Report prepared for the Departmental Coordinating Committee on Ocean Mining, Geological Survey of Canada Department of Energy, Mines and Resources, Canada, 43pp.

Halbach, P., Ozkara, M. and Hense, J.
1975: "The influence of metal content on the physical and mineralogical properties of pelagic manganese nodules"; Mineral Deposits. Vol. 10, pp. 397-411.

Horn, D.R., Delach, M.N. and Horn, B.M.
1973: "Metal content of ferromanganese deposits of the oceans"; Tech. Rept. 3, Int. Decade Ocean Explor., 51 pp.

Kaufman, R.
1974: "The selection and sizing of tracts comprising a manganese nodule ore body"; Proc. 1974 Off. Technol. Conf. OTC 2059.

Ku, T.L.
1977: "Rates of accretion"; In: G.P. Glasby (Editor), Marine Manganese Deposits. Elsevier, Amsterdam, pp. 249-267.

Sorem, R.K. and Fewkes, R.H.
1977: "Internal characteristics"; In: G.P. Glaspy (Editor), Marine Manganese Deposits. Elsevier, Amsterdam. pp. 147-183.

Weisz, P.B.
1975: "Ferromanganese nodules - their use as catalysts"; In: Pasho, D.W., McLeod, R. and Welwood, R.: Summary of talks given at the Sixth Underwater Mining Institute, Madison, Wisconsin, October 2-3, 1975. R.M. and C.B. Int. Rept. 75-2, pp. 6-11

APPENDIX II:
Comparisons: this study/EIC

1) Assumed Average Nodule Composition (% dry weight): from Anonymous (1977 c Table 4.1)

	This Study	EIC[1]
Al	6.50	3.42
Si	14.50	8.62
P	.05	.19
K	.90	1.27
Ca	1.65	2.03
Ti	.50	.57
Mn	27.00	31.69
Fe	5.00	10.77
Co	.25	.25
Ni	1.45	1.65
Cu	1.25	1.39
Zn	.15	.19
Sr	.06	.10
Mo	.06	.06
Ba	.05	.05
Pb	.05	.06
V	.05	.05
As	.005	.006
Mg	1.50	1.77
S	.50	.13
C	.01	.13
Na	2.50	2.79
H_2O	-	-
L.O.I.	20.00	26.6

"Standard Nodule": composite, Central Pacific nodule.
- Nil
[1] Air dried basis (21.0% H_2O) adjusted to dry weight basis (Table 4.1)

2) Some Quantities: from Anonymous (1977a, Table 3.3)

	This Study	EIC
Nodule feed rate (wmtd)	14,800	3,436
Water content (% wet weight)	30.0	40.0*
Nodule feed rate (at 0% water)	10,338	2,062
Matte production		
matte (mtd)	415	85.4
% of dry weight of raw nodules	4.0	4.14

* EIC assumed 40% water (% wet weight) with a loss of 60% of that water by drainage of surface water and accessible pores.

3) Metal Production (mtpy): from Anonymous (1977 a, Table 8.1)

	This Study	EIC
nickel	46 229 (93)	10 200 (91)
copper	40 314 (94)	7 810 (83)
cobalt	6 579 (75)	1 500 (88)
ferromanganese	265 650	228 000

( ) process recoveries: contained metal from nodule feed rate at 0% H_2O, analyses in Table of assumed average nodule composition.

4) Factors (EIC values x factor = this study)

nodules (wet)	4.31
nodules (dry)	5.01
matte	4.84
nickel	4.53
copper	5.16
cobalt	4.39
ferromanganese	1.17

APPENDIX III:
Main Capital Equipment Items

Drying and Selective Pre-reduction

Blending system
Kilns c/w drives
Intermediate wet feed bins
Feeders
Conveyors (belt)
Chutes
Rotary feeders
Oil burner systems
Cyclones
Electrostatic precipitators
Exhaust fans
Conveyors (drag chain)
Conveyors (screw)
Instrumentation
Control room
Waste heat boilers

Smelting

Flux bins
Electric arc furnaces
Electrode mechanisms
Feed skip hoist, refractory lined
Furnace feed bins, refractory lined
Rotary feeders
Ventilation hoods and ducts
Fans
Bag filters
Tote boxes or cars
Slag ladles
Alloy ladles
Slag granulating launder
Granulated slag dewatering system

Converting

Rotary converters (top blown)
Compressors
Cyclones
Ladles
Ladle crane
Slag pots
Hoods and ducts
Electrostatic precipitator
Fans
Matte casting machine
Jaw crusher or granulation equipment
Hammer mill
Waste heat boilers

Matte Leaching

Granulation launder
Cone, rank or screw classifier
Clarifier (matte)
Ball mill
Autoclave(s)
Pump(s)
Drum or blanket filters
Limestone feed bin
Hammer mill or air swept ball mill
Air classifier
Screw feeder(s)
Agitator
Clarifier (neutral slurry)

Liquid Ion Exchange

Mixer settlers
Coalescers
Flotation cells
Pumps (explosion proof motors)
Mixers
Vacuum system for crud removal
Centrifuges for organic removal from crud
Incinerator for residual crud
Surge tanks
Flow meters and controls
Temperature indicators
Phase conductivity probes
pH indicators
Cooling exchangers

Electrolysis

Cells (say PVC-lined concrete)
Lead anodes
Hanger bars
Fabric diaphragm bags (nickel circuit only)
Starting sheet mother blanks (say Ti)
Stripping racks
Cutting/trimming equipment
Looping equipment
Straightening equipment
Electrode lifting/transport equipment
Ventilation vapour collection/treatment
Anode sludge collection, storage, treatment
Solution distribution system
Reagent preparation/distribution
Solution surge/storage tanks
Electrode storage racks
Cathode weighing
Heat exchangers
Centrifuge or flotation cell
Solvent return tank.

Cobalt Recovery

Reaction tanks
Pumps
Centrifuge

APPENDIX IV:
Manganese Production

Process Discussion

In their review of possible treatment routes for manganese nodules, Agarwal et al (1976) hold that a smelting slag containing 35-40% Mn is a far less desirable feed material than the pure 45-50% ore commercially available at low cost from large, land-based reserves. They contend also that the high phosphorus content of the slag will present a problem in meeting the specifications for ferromanganese. The second problem is also mentioned by Sridhar et al (1976). These two factors do not support Sridhar's claim to greater flexibility for the process particularly if it is economically important to utilize the heat in the molten smelter slag, as it is produced, rather than feeding cold granulated slag from stockpiles as needed.

However, provided reliable markets for standard grade ferro-manganese are developed, the added revenue could be very important in enhancing the viability of the pyrometallurgical process. Shaw (1976) indicates that about 207 200 mt of manganese will be produced per year. This is equivalent to under 1 million dmt of nodules containing 27% manganese, with 80% recovery. Thus it appears that the OMI group is contemplating marketing less than one third of the manganese in the total nodule feed. This might imply that this is the minimum rate which will make the process viable, and/or the maximum for which a market can be developed in the early days of operation.

Of a total of 10 165 mtd of smelter slag produced, only 2 907 mtd will therefore be treated if and when the manganese recovery option is exercised, the remaining 7 258 going to slag disposal.

In order to ensure that the amount of phosphorus left in the smelter slag is low enough for ferromanganese production, the degree of reduction in the smelting step must be limited so that the manganese content of the molten alloy is equal to or greater than 1.5% Mn, at some sacrifice to the recovery of the base metals.

Ferromanganese production is carried out at about 1,600°C with lime and coke additions in a submerged arc electric furnace. Electrostatic precipitators remove dust from the off-gases before they are exhausted. The slag from the operation, containing up to 10% manganese, is discarded. In an alternative practice, a slag with a higher (or 25% Mn) manganese content may be produced from which silico-manganese would be made in a separate operation. The "low manganese slag" practice is assumed in this present study.

In this operation hematite must be added to supplement the iron in the incoming smelter slag, and lime must be added to form slag with the silica which becomes free during the reduction of the manganous and ferrous oxides. Carbon, as fine coke transported by producer gas, and as consumed electrodes, is the reductant present in excess.

The list of major equipment items would be somewhat similar in type to those required in smelting the pre-reduced nodules listed above. The electric furnaces would however be smaller and operated at a higher temperature, and casting and crushing equipment would be required to prepare the ferromanganese product for shipping.

Summary of Estimating Criteria

(1) Summary Balance

Smelter slag input	2 907 mtd
Limestone	965 mtd
Hematite	139 mtd
Coke	312 mtd
Reduction slag output	2 489 mtd
Standard ferromanganese output	805 tpd

(2) Required output of Mn in Ferromanganese — 207 200 mty

(3) Manganese content of Smelter Slag — 27% (34.9% MnO)

(4) Assumed Mn recovery from Smelter Slag — 80%

(5) Reduction temperature — about 1,600°C

(6) Total carbon added — 111 mtd (total)

- to reduce Fe_2O_3, FeO in slag, plus residual, plus assumed 30% excess = 296 mtd carbon required
- Reductant carbon assumed to be 10 lbs electrode/mt of charge (3 046 mtd = 13.8 mt carbon) plus balance coke and producer gas
- assume coke at 90 per cent carbon

(7) Composition of ferromanganese product

Metal	Calculated Composition (%)
Mn	78
Fe	14
Si	1
C	7 (56 mtd residual carbon)

(8) Ferromanganese output — 265 650 mty

(9) Composition of reduction slag

Compared	Calculated Composition (%)
SiO_2	47
Na_2O	4
MgO	3
Al_2O_3	15
K_2O	1
CaO	22
MnO	8

(10) Waste disposal

Molten Slag to Waste Disposal	
Smelting	7 258 tpd
Ferromanganese Production	2 485 tpd
Total disposal	9 745 tpd

Disposal Area Required with ferromanganese production, a modest reduction of about 422 mtd of total slag occurs and may result in a reduction of 5% in the waste disposal area required.

(11) Additional Materials Requirements (see note, Table 3)

Material	Annual Requirement	Stockpile Requirement (4 weeks)
Coke	100 000	8 500
Limestone	243 500 mty	20 700 mt
Iron Ore (hematite)	46 000 mty	4 000 mt
Electrode Paste (60 lbs/tonne ferromanganese alloy: Robiette, 1973)	7 000 mty	

MRI 82/6

SECTEUR DE LA POLITIQUE MINÉRALE
RAPPORT INTERNE

MODÈLE GÉNÉRAL D'ESTIMATION: INSTALLATIONS DE TRAITEMENT DES NODULES DE MANGANÈSE DU OCEAN MANAGEMENT INC.

D.E.C. KING
Secteur de la politique minérale

D.W. PASHO
Division de l'exploitation minière en mer
Administration du pétrole et
du gaz des terres du Canada

Énergie, Mines et Ressources Canada
Minéraux

Energy, Mines and Resources Canada
Minerals

CANADA

MINISTÈRE DE L'ÉNERGIE, DES MINES ET DES RESSOURCES

OTTAWA

RAPPORT INTERNE DU SECTEUR DE LA POLITIQUE MINÉRALE
MRI 82/6

MODÈLE GÉNÉRAL D'ESTIMATION:INSTALLATIONS DE TRAITEMENT DES NODULES DE MANGANÈSE DU OCEAN MANAGEMENT INC.

Préparé conjointement avec le Comité ministériel
de coordination de l'exploitation minière des fonds marins
Étude de l'exploitation des grands fonds marins

par

D.E.C. King
Secteur de la politique minérale

et
D.W. Pasho
Division de l'exploitation minière en mer
Administration du pétrole et du gaz des terres du Canada

Décembre 1979

Catalogue number M35-2/82-6
ISBN no. 0-662-52217-6

PRÉFACE

Le présent rapport fait partie d'une série de quatre rapports internes* préparés en même temps qu'une évaluation détaillée des ressources des grands fonds marins effectuée par le Groupe de travail sur les grands fonds marins du Comité ministériel de coordination de l'exploitation minière des fonds marins. A l'origine, ces rapports étaient destinés au personnel du Ministère. Cependant, on a décidé de les publier en raison des données importantes qu'ils contiennent et de leur forme qui se prêtait bien à la publication car il n'y avait nul besoin de modifier énormément le texte original. Dans certains cas, les illustrations sont les mêmes que celles des rapports originaux pour des raisons d'économie de temps et d'argent.

---

* Initialement rapport interne de la Direction de la Gestion des ressources 1979-5
(Modèle d'estimation OMI)

TABLE DES MATIÈRES

	Page
INTRODUCTION	1
Historique et objectif	1
Examen des travaux de traitement effectués par l'OMI	1
Caractéristiques des nodules	3
APPROCHE	5
Base pour l'élaboration du modèle	5
Commentaires généraux concernant le procédé modèle	7
Méthodologie	9
DISCUSSION DU PROCÉDÉ	12
Aménagement du site et installations annexes	12
Installations secondaires	12
Constitution de réserves, récupération et manutention	12
Séchage et pré-réduction sélective	13
Fusion	15
Convertissage	16
Récupération du manganèse (production de ferromanganèse)	17
Lixiviation de la matte	17
Séparation par échange d'ions (comprenant la récupération de l'ammoniac)	18
Affinage électrolytique	20
Récupération du cobalt	20
Élimination des déchets	21
CRITÈRES D'ÉVALUATION, RÉSUMÉ DES SECTIONS DE L'USINE	22
Aménagement du site et installations annexes	22
Installations secondaires	22
Constitution de réserves, récupération et manutention	23
Séchage et pré-réduction sélective	23
Fusion	24
Convertissage	26
Récupération du manganèse (production de ferromanganèse)	27
Lixiviation de la matte	27
Séparation par échange d'ions	29
Affinage électrolytique	30
Récupération du cobalt	31
Élimination des déchets	31

	Page
RÉSUMÉ DES PRODUITS NÉCESSAIRES	32
Nodules	32
Électricité	32
Vapeur	32
Eau	32
Autres produits	32
CALENDRIER DE PRÉ-PRODUCTION	34
RÉFÉRENCES	35

ANNEXES

I	Caractéristiques physiques des nodules	41
II	Comparaison: présente étude/EIC	43
III	Principales pièces d'équipement et installations	45
IV	Production du manganèse	48

FIGURES

1	Schéma du traitement pyrométallurgique des nodules de manganèse et de la récupération du cuivre, du nickel et du cobalt.	6
2	Schéma de fonctionnement pour le traitement des nodules de manganèse, basé sur le procédé éventuel de l'OMI	8

TABLEAUX

1.	Programme allemand de traitement des nodules	4
2.	Composition moyenne présumée des nodules	11
3.	Récupération des métaux par le procédé OMI	28
4.	Produits nécessaires	33

INTRODUCTION

Historique et objectif

Afin de fournir une base technique solide pour l'élaboration d'une politique applicable aux ressources des fonds marins, le Comité de coordination de l'exploitation minière des fonds marins du ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources a entrepris une étude d'envergure sur les aspects techniques et économiques de l'exploitation des ressources des fonds marins. Les travaux de base portant sur le traitement des nodules de manganèse des fonds marins ont progressé, passant de l'étude générale des techniques (Ritcey, 1976) à des études plus spécifiques des procédés devant être utilisés par des consortiums miniers individuels s'occupant de l'exploitation des fonds marins (Ritcey et al., 1976 a et b et Ritcey et al., 1977). Pour ce travail, nous avons sélectionné deux procédés possibles représentant les voies hydrométallurgique et pyrométallurgique, afin de les étudier plus en détails et d'en évaluer les coûts.

Le présent rapport décrit un modèle d'estimation d'une méthode de traitement pyrométallurgique des nodules que l'Ocean Management Inc. (OMI) pourrait utiliser. Le procédé décrit ici servira de base pour préparer une évaluation des coûts du traitement qui sera utilisée en même temps que les coûts d'exploitation et de transport établis par DCOM pour le modèle simulant l'exploitation marine de l'OMI. Cette portion du modèle général comprend la manutention et le traitement des nodules à partir du moment où ils sont déchargés sur le rivage jusqu'à la production de produits affinés qui sont commercialisables (secteur du traitement). On ne spécifie ni la méthode de déchargement, ni la méthode de transport sur terre à partir du port vers les aires de stockage de l'usine de traitement, ni la méthode d'élimination des déchets, à cause du grand nombre de cas possibles. Dans un modèle complet représentant le procédé OMI, on considère ces aspects comme étant spécifiques au site. On peut les régler selon la situation particulière du site choisi pour le traitement.

On procède ainsi en vue d'aborder le "secteur du traitement" du modèle d'une façon qui permette l'application souple de l'analyse économique selon l'emplacement. On peut, par exemple, appliquer les résultats de la présente étude directement à une étude mixte effectuée par le ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources et le Ministry of Economic Development de la Colombie-Britannique, portant sur les emplacements possibles en Colombie-Britannique.

Examen des travaux de traitement effectués par de l'OMI*

En 1974, l'Inco Limitée, un groupe de compagnies japonaises connu sous le nom de Deep Ocean Mining Company Ltd.(DOMCO), l'A.M.R. (un groupe de compagnies allemandes) et la SEDCO Inc. ont formé un consortium appelé Ocean Management Inc.

---

* Résumé de Pasho (1976)

Les travaux de l'Inco Limitée, en matière de traitement des nodules de manganèse extraits des fonds marins, avant la création du consortium, remontaient à la fin des années 50. A ce moment là, la compagnie procéda à des premiers tests dans ses installations de Copper Cliff. Au début des années 70, elle subventionnait des recherches sur le traitement des nodules à l'Université de Californie (Berkeley), (Fuerstenau et coll., 1969; Han et al., 1975 et Hoover et al., 1975) et procédait à des tests en laboratoire dans ses installations de Port Colborne (Metals Week, 8 janvier 1973). Au moment de la formation du consortium, l'Inco avait apparemment effectué au moins des travaux préliminaires sur l'enrichissement thermique et la fusion (Sridhar, 1974).

On ne connait à peu près rien des travaux portant sur la mise au point d'un procédé hydrométallurgique, bien qu'un procédé basé sur l'utilisation du soufre ait été breveté (Subramanian et Blaum, 1977).

Avant la création du consortium, les travaux des compagnies DOMCO semblaient se limiter à ceux des compagnies du groupe Sumitomo, plus particulièrement à ceux de la Sumitomo Metal Mining Co. Ltd. (Sumitomo Kinzaku Kozon). Cette dernière a procédé à des tests en laboratoire dès 1969 (Sumitomo Shoji Kaisha, 1972) et elle avait apparemment envisagé la construction, en août 1972, d'une usine pilote dans sa fonderie de Sisakajima, pour travailler à la mise au point d'un procédé de fusion continue (Mining Magazine, septembre 1972 et Metal Bulletin, 4 juillet 1972). Bien que leur programme de tests devait duré trois ans, on ne peut pas affirmer que le projet ait été mené à terme.

En 1972, plusieurs compagnies allemandes formaient un groupe coopératif de recherche et de développement, l'A.M.R. regroupant la Metallgesellschaft AG, la Preussag AG, la Rheinische Braunkohlenwerke AG et la Salzgitter Erzbergbau AG. Dès 1970, la Metallgesellshaft AG commençait ses premiers tests en laboratoire sur le traitement des nodules. Elle a travaillé ensuite en coopération avec plusieurs autres compagnies allemandes qui avaient de l'expérience en métallurgie extractive. Ce "club de traitement" a étudié plusieurs approches (Tableau 1) et ses membres s'étaient mis d'accord pour échanger leurs données et leurs résultats (Meyer-Galow et al., 1973a). Certains procédés ont été mis à l'essai dans une usine pilote (Kauczor et al., 1973).

Certains résultats de ces travaux ont été publiés (Meyer-Galow, 1973b; Boin et Muller, 1973; Kauczor et al., 1973; Ulrich et al., 1973; Hanig, 1973; Menz, 1975 et Kruger et Schwartz, 1975).

En plus des travaux de recherche sur le traitement, l'A.M.R. avait signé un contrat avec l'institut de recherche pour la coopération économique et technique internationale de l'Université technique d'Aix-la-Chapelle, pour la réalisation en 1974-1975 d'une "Étude préliminaire de faisabilité sur le choix d'un site" (Diederich, sous presse).

La Sedco, qui est un entrepreneur de forage en mer, n'avait mené aucune étude sur le traitement des nodules avant de se joindre au consortium.

Dans sa première étude de faisabilité, le groupe OMI faisait état de plans en vue de mettre à l'essai le traitement des nodules obtenus lors des tests d'extraction de la Sedco 445. D'après les plans, on devait procéder à des tests de fusion à Port Colborne (Ontario) puis à des tests de traitement de la matte au Japon. En fait, la Sumitomo Metal Mining annonçait au milieu de l'année 1977 qu'elle commencerait la construction, à la fin de 1977 ou au début de 1978, d'une usine pilote à sa fonderie de Niihana pour fondre et raffiner des scories et une matte de manganèse produites par la Inco Limitée (Eng. Mining Jour., 3 juin 1977 et Japan Economic Journal, 26 avril 1977). Malgré le succès des tests d'extraction du début de l'année 1978, avec une production de plus de 1 000 tonnes de nodules, l'OMI a décidé de réduire la portée de l'étude de faisabilité et a suspendu les travaux qui devaient suivre les essais d'extraction et d'analyse des résultats. Il semble donc que le groupe ne procèdera pas dans l'immédiat à des tests de traitement (Communiqué de presse de l'OMI, le 30 mars 1978).

Caractéristiques des nodules*

Les nodules de manganèse sont principalement composés d'oxydes de manganèse et de fer dans lesquels sont disséminés des fractions de nickel, de cuivre et de cobalt. Comme ces fractions ne se présentent pas dans des minéraux distincts, le principe de la dimension de libération et de l'enrichissement physique ne s'applique guère à leur récupération. Cependant, le nickel et le cuivre ont tendance à s'associer aux phases oxydes de manganèse (todorokite, birnessite et delta-MnO_2), alors que le cobalt a tendance à s'associer aux phases nodules enrichis de fer. La gangue est constituée principalement de minéraux argileux, tels que la montmorillonite, la chlorite, la kaolinite et la phillipsite, et d'une fraction organogène de carbonate de calcium et de silicium.

Les nodules sont extrêmement poreux, les pores étant extrêmement fins avec un diamètre de l'ordre de 100 A. Ainsi, la porosité est de l'ordre de 60 % en volume et la superficie de 200 m^2/g environ (Agarwal et al., 1976, voir aussi Gross et McLeod, 1977, Annexe 1). En conséquence, le niveau d' humidité des nodules est d'environ 30 à 40 % en poids humide. Cette humidité influe aussi beaucoup sur la densité des boues. Vu la grande quantité d'eau libre retenue dans les pores, on obtient la fluidité voulue uniquement avec une densité de pulpe plus faible que celle normalement employée avec des solides plus granuleux.

Les nodules sont friables et faciles à broyer. L'indice de Bond (pour un broyeur à barreaux en circuit fermé) pour deux échantillons de nodules venant de la zone du Pacifique nord est égal à 8,8 et 13,7 kWh/tonnes [d'après Brooke et Prosser (1969)], et de 7 kWh/tonnes courtes [d'après Agarwal et al.,(1976)].

---

* Fuerstenau et Han (1978) donnent un excellent résumé des caractéristiques des nodules du point de vue du traitement.

TABLEAU 1

Programme allemand de traitement des nodules (de Meyer-Galow et al., 1973a)

PROCÉDÉS	LIXIVIATION		GRILLAGE ET LIXIVIATION		AFFINAGE	MÉTALLURGIE du Mn
	H_2SO_4 ou SO_2	HCL	SULFATATION	CARBONATATION DE L'AMINE		
Compagnies						
Metallgesellschaft	X	-	X	-	X	-
Preussag	-	-	-	X	X	-
Duisburger Kupfehutte	-	-	-	-	X	-
Kloeckner-Humbolt-Deutz	-	-	-	-	X	-
Krupp	X	-	X	-	X	-
Salzgitter	-	-	-	-	-	X

X - Les X indiquent les travaux effectués par une compagnie donnée.

APPROCHE

Base pour l'élaboration du modèle

Bien que le consortium ait laissé entendre qu'il n'avait pas opté pour un procédé particulier d'extraction et d'affinage des fractions de métaux contenues dans les nodules des grands fonds marins (Shaw, 1976), différentes publications et déclarations indiquent que les méthodes décrites par Sridhar et al. (1976) correspondent raisonnablement à une approche envisagée par l'OMI (Fig. 1). Par exemple, McCreedy (1977) soulignait que "notre plan actuel consiste à récupérer le manganèse par une opération pyrométallurgique, puis de séparer le nickel, le cuivre et le cobalt par des procédés hydrométallurgiques." Il faut cependant remarquer que les informations publiées sur les travaux de traitement entrepris par l'A.M.R. et ses associés font surtout état de procédés hydrométallurgiques (se reporter à l'"Examen des travaux de traitement effectués par l'OMI" du présent document).

Le procédé décrit ici (fig. 2) est basé sur la description fournie par Sridhar et al. (1976). En bref, il comprend les étapes pyrométallurgiques suivantes: séchage et pré-réduction, fusion et convertissage. On obtient ainsi une matte de nickel et de cuivre contenant la plus grande partie de ces métaux communs, et des scories contenant pratiquement tout le manganèse. On récupère le nickel, le cuivre et le cobalt de la matte par lixiviation à l'acide sulfurique sous pression d'oxygène. La séparation ultérieure et l'affinage de ces métaux communs devraient se faire par une combinaison non encore définie de procédés d'extraction par solvant et d'affinage électrolytique. On suppose que les produits obtenus sont du nickel et du cuivre à la cathode, du ferromanganèse, et des précipités de cobalt et de molybdène.

En plus des travaux de Sridhar et al., les documents suivants ont facilité l'élaboration du modèle:

(1) Plusieurs études spécifiques portant sur le traitement thermique et la fusion des nodules de manganèse: Vasil'chikov et al., (1968), Beck et Messner (1970), Bare et Pasquali (1973), Sridhar (1974), Wilder et Galin (1976), Halbach et al. (1976) et Wilder et Galin (1976). D'autres travaux, portant généralement sur la fusion et/ou la production de ferronickel, se sont aussi révélés utiles: Robiette (1973), Coleman et Vedensky (1960) et Thurneyssen et al. (1960).

(2) D'autres renseignements portant sur la lixiviation sous pression d'oxygène ont été trouvés dans des travaux décrivant les procédés employés par la Sumitomo Metal Mining Co. Ltd. (Nakazawa et al., (1973), l'Impala Platinum Limited (Plasket et Romachuk, 1974), l'AMAX Inc. (Llanos, et al., 1974) et l'Inco.*

---

* P.C., concernant la lixiviation sous pression d'oxygène des résidus de carbonyle à l'affinerie de cuivre de Copper Cliff.

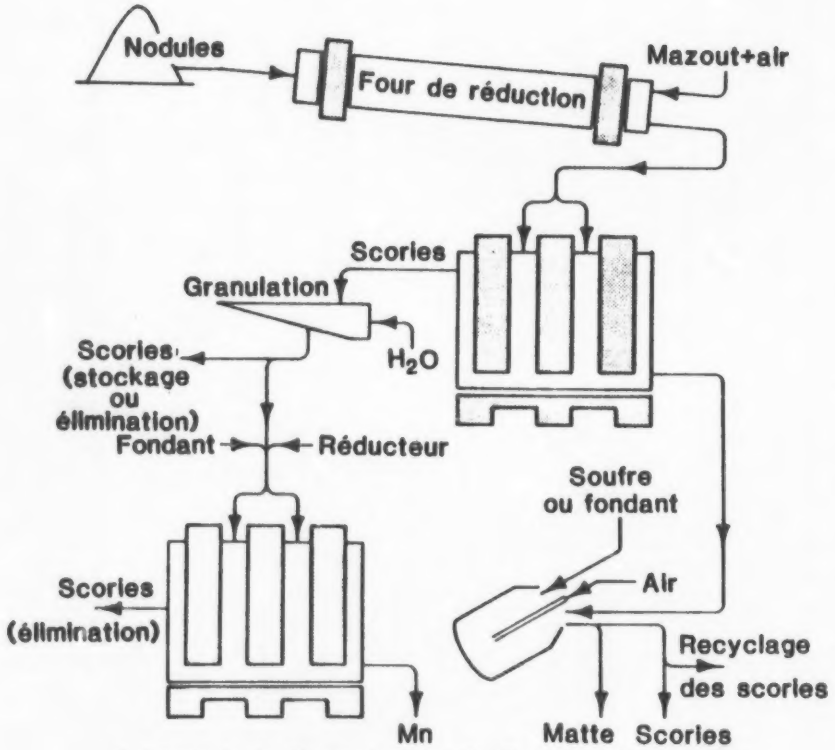


Schéma du traitement pyrométallurgique des nodules.

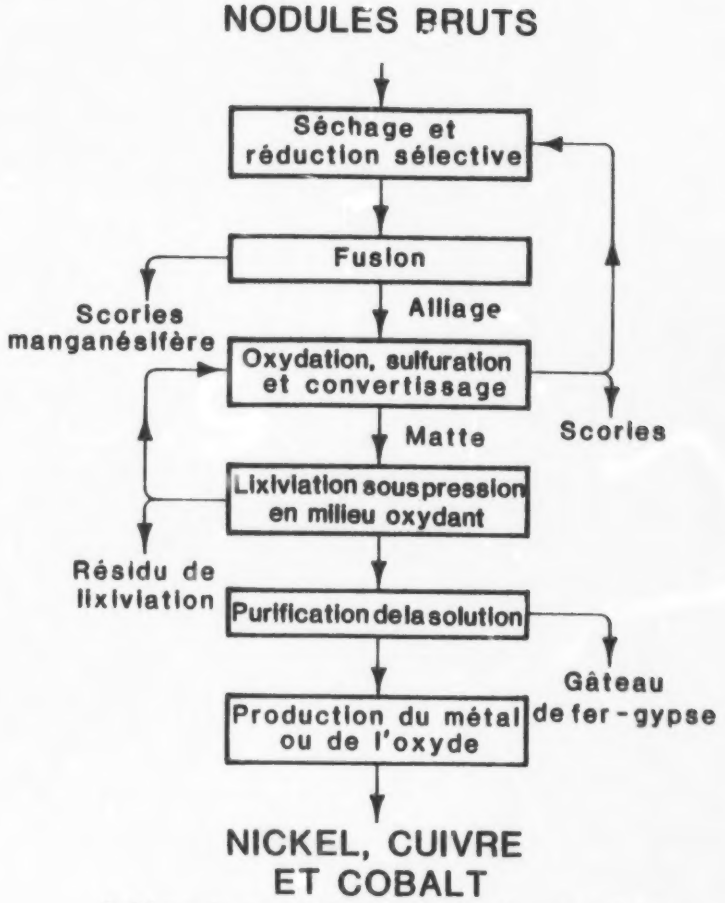


Schéma du procédé de récupération du cuivre, du nickel et du cobalt des nodules.

Fig. 1 Schéma du traitement pyrométallurgique des nodules de mangnèse et récupération du cuivre, du nickel et du cobalt, d'après Sridhar et al. (1976)

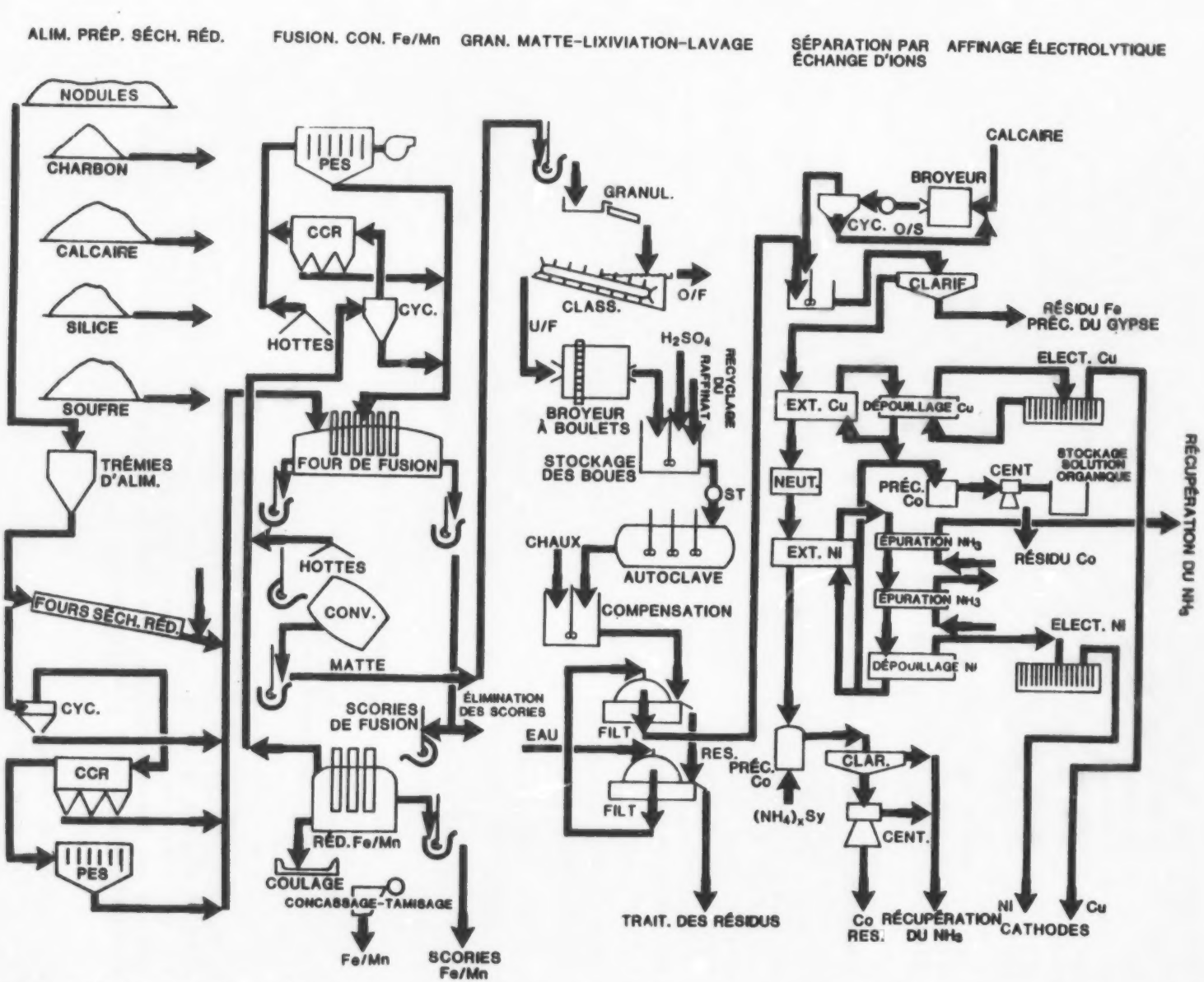


Fig. 2 REPRÉSENTATION SCHÉMATIQUE DU TRAITEMENT DES NODULES DE MANGANÈSE, BASÉE SUR UN PROCÉDÉ POSSIBLE DE L'O.M.I.

(3) Des valeurs tirées d'une étude de Dames et Morre/EIC sur les différents procédés de traitement de nodules de manganèse, incluant la fusion (Anonyme, 1977c), une fois corrigées (Annexe II), ont facilité le travail sur les étapes hydrométallurgiques subséquentes et sur les pourcentages massiques. D'autres renseignements sur des méthodes d'extraction par solvant du cuivre, comme celles utilisées actuellement par la Baghdad Mine and Nchanga Consolidated Copper Mines Ltd., ont été utiles.

Lors de l'élaboration du modèle, on s'est rappelé que l'Inco avait souligné, à plusieurs reprises, que le procédé devait faire appel le plus possible à la technologie classique (Sridhar et al., 1976).

Commentaires généraux concernant le procédé modèle

Il est évident d'après la documentation, qu'on peut traiter les nodules de manganèse des fonds marins par différentes méthodes, chacune présentant des avantages et des inconvénients. Comme source de nickel, les nodules sont assez semblables aux minerais latéritiques; ils sont des substances oxydées, contenant de l'eau, et aucun ne peut être concentré mécaniquement. La réduction des nodules peut s'effectuer soit par pyrométallurgie soit par hydrométallurgie.

Par contre, Sridhar et al. (1976) (Inco Limitée) soutiennent que le procédé envisagé pour l'Ocean Management Inc. présente des avantages sur les procédés hydrométallurgiques, à savoir:

(1) récupération d'un fort pourcentage de nickel et de cuivre des nodules, avec élimination du manganèse dès les premières étapes;

(2) utilisation de la technologie classique, d'où réduction des risques en matière d'investissements;

(3) perturbation minimale de l'environnement;

(4) plus grande souplesse économique grâce à la possibilité de produire du manganèse.

La première assertion de Sridhar a été vérifiée expérimentalement. En général, la deuxième apparaît justifiée, avec l'exception peut-être du séchage et de la réduction des nodules dans des fours rotatifs. En ce qui concerne les problèmes possibles associés à l'élimination des résidus hydrométallurgiques, les scories seraient en général plus faciles à éliminer sans nuire à l'environnement.

La production de manganèse est véritablement facultative dans la mesure où il est rentable de produire seulement du nickel, du cuivre et du cobalt. Agarwal et al. (1976) (Kennecott Corporation) soutiennent que les procédés basés en majeure partie sur la pyrométallurgie risquent de rester marginaux s'ils sont utilisés seulement pour la récupération de ces trois métaux; on peut se retrouver ainsi "condamnés à la production du manganèse" (p. 25). Auquel cas, cette production devient une contrainte et le procédé peut perdre sa souplesse économique. L'Inco semble penser différemment car "... au moins pendant les premières années, le manganèse sera éliminé ou peut-être stocké sous forme de scories, en vue d'être utilisé plus tard. A l'heure actuelle, si l'on compare avec les autres sources de manganèse, il ne semble pas que la récupération de ce métal soit économiquement avantageuse" (McCreedy, 1977).

Le procédé modèle de l'OMI semble aussi présenter d'autres avantages et inconvénients. Du côté positif, il apparaît que la conduite du procédé serait moins délicate que celle des procédés hydrométallurgiques, jusqu'à l'étape de la lixiviation sous pression. Du côté négatif, le procédé semble consommer plus d'énergie, car on commence le séchage et la pré-réduction avec des nodules contenant 30 % d'humidité ou peut-être plus suivant le degré de déshydratation préalable, pendant et après le stockage. Il est possible de récupérer une partie de la chaleur résiduelle; on peut aussi économiser de l'énergie en utilisant la chaleur sensible des scories de manganèse, en réduisant immédiatement ces scories fondues en ferromanganèse, au lieu de produire le ferromanganèse à partir des réserves de scories granuleuses.

Méthodologie

En se basant en grande partie sur les travaux de Sridhar et al. (1976), on a établi un schéma de fonctionnement simplifié (Figure 2) illustrant le modèle utilisé par l'OMI. En outre, on a calculé approximativement les pourcentages massiques qu'on présente dans la section traitant des critères d'évaluation et résumant les sections de l'usine.

Après une étude détaillée des travaux sur le procédé réalisés par la EIC, on a décidé d'utiliser, selon les besoins, leurs valeurs de pourcentage massique (modifiées pour s'adapter aux taux d'alimentation dans le présent rapport) pour certaines substances et certains schémas que nous n'avons pas abordés et qui autrement auraient exigé beaucoup trop de temps (Anonyme, 1977c; voir aussi Annexe II). Cela s'applique plus particulièrement aux sections "Séparation par échange d'ions" et "Affinage électrolytique". Pour le lecteur, il serait peut-être utile de se reporter aux schémas de la EIC (Figures 9.9 à 9.14).

L'Annexe III présente des listes du matériel par section de l'usine.

On considère que le taux annuel de livraison de nodules humides est de l'ordre de 4,87 millions de tonnes métriques, soit 3,4 millions de tonnes métriques de nodules secs. Ce taux a été tiré de celui calculé pour le modèle représentant le secteur du transport et de l'exploitation minière de l'OMI. La composition de la charge d'alimentation initiale est fictive,

mais on pense qu'elle peut être représentative d'une substance à teneur élevée provenant de la zone équatoriale Nord-Est de l'océan Pacifique; on l'a utilisée dans le présent rapport (Tableau 2).

On considère que le secteur du traitement comprend toutes les installations terrestres pour la manutention et le traitement des nodules. Pour évaluer les coûts, on divise le secteur en sous-secteurs qu'on décrit ultérieurement dans la section "Discussion du procédé". Les frais d'installation de la plupart des sous-secteurs du modèle sont considérés comme dépendant relativement peu du site, mais certains coûts associés aux trois sous-secteurs devront être évalués séparément selon le site considéré.

(1) Aménagement du site et installations annexes: certains aspects de l'aménagement du site, tels que la préparation du site et les installations annexes (infrastructure), varieront d'un site à l'autre.

(2) Installations secondaires: là encore, il peut être nécessaire, selon l'emplacement de l'usine, de construire des installations plus grandes, comme un terminal maritime, une centrale électrique et des habitations, et de prendre les dispositions nécessaires pour le transport sur terre à partir d'une installation portuaire jusqu'au site de traitement.

De même, les installations secondaires se trouvant sur le site dépendent de la disponibilité des matières premières (chaux, acide sulphurique, charbon, gaz, etc.).

(3) Élimination des déchets: selon le site, on peut disposer d'un certain nombre de méthodes pour éliminer les déchets. Parmi celles-ci, on retrouve, par exemple, l'élimination au large de certains déchets, l'élimination sur place ou le transport d'une partie des déchets solides à un emplacement plus éloigné en vue de les éliminer.

La récupération du manganèse est considérée comme une possibilité qui pourra être utilisée au moment opportun. Lors de la récupération, moins d'un tiers de la quantité initiale de nodules est utilisée pour la production du manganèse, le reste se retrouvant dans les scories. Pour assurer une plus grande souplesse au modèle, on a supposé que:

(1) la surface dont on dispose est suffisamment grande pour permettre la récupération éventuelle du manganèse et que toutes les scories de fusion devront être éliminées (ce dernier point est prévu à la section: "Élimination des déchets").

(2) au départ, il n'y a pas production de manganèse. Les besoins additionnels, dans le cas où l'on entreprendrait la production du manganèse, sont donnés à l'Annexe VI.

(3) on peut obtenir l'énergie supplémentaire requise i) en l'achetant ou ii) en construisant une centrale (cette dernière possibilité est prévue à la section: "Installations secondaires").

TABLEAU 2

Composition moyenne présumée des nodules

	(% masse sèche)	(% masse humide)
Al	6,50	4,55
Si	14,50	10,15
P	,05	,04
K	,90	,63
Ca	1,65	1,16
Ti	,50	,35
Mn	27,00	18,90
Fe	5,00	3,50
Co	,25	,18
Ni	1,45	1,02
Cu	1,25	,88
Zn	,15	,11
Sr	,06	,04
Mo	,06	,04
Ba	,05	,04
Pb	,05	,04
V	,05	,04
As	,005	,004
Mg	1,50	1,05
S	,50	,35
C	,01	,01
Na	2,50	1,75
H_2O	-	30,00[1]
Pertes à la calcination	20,00	14,00

"Nodule étalon": composite d'un nodule provenant de la région centrale de l'océan Pacifique.

1 masse sèche = 0,7 masse humide

-: néant

DISCUSSION DU PROCÉDÉ

Aménagement du site et installations annexes

Parmi les frais d'aménagement caractéristiques, on considère les frais suivants comme étant spécifiques au site et on les évalue séparément:

(1) Préparation du site: déblaiement, terrassement, drainage, etc.

(2) Installations annexes: lignes haute tension, alimentation en eau, routes, voies ferrées, etc. avec interface vers l'usine.

Parmi les autres frais qui ne dépendent pas autant du site, on compte;

(1) Frais généraux sur le terrain: services publics au cours de la construction, bâtiments temporaires, voyage vers le site, administration, sécurité et nettoyage, location, biens non réutilisables, etc.

(2) Services sur le chantier: distribution de l'électricité, sécurité, protection contre les incendies, égoûts, distribution de l'eau potable, installation téléphonique pour l'usine, route et aires de stationnement pour l'usine, voies ferrées et voies de service, matériel mobile, clôtures et éclairage pour l'usine.

Installations secondaires

Les bâtiments secondaires, tels que les ateliers, les entrepôts, le laboratoire, les bureaux, l'entrée principale et les vestiaires, constituent un sous-secteur qui ne dépend pas du site.

Les installations secondaires qui dépendent du site peuvent comprendre: terminal maritime, transport du minerai vers l'usine, centrale électrique, installations de production du gaz de gazogène, du gaz de séchage, d'oxygène, d'autres gaz, etc.

Constitution de réserves, récupération et manutention

L'usine traite environ 4,8 millions de tonnes métriques de nodules humides par an (même quantité que le minerai extrait des mines), ce qui équivaut à environ 14 800 tonnes métriques de nodules humides par jour si on suppose que l'usine fonctionne 330 jours par an.

On suppose que la taille du minerai est inférieure à un quart de pouce lorsqu'il est déchargé pour être mis en réserve ou stocké temporairement avant la livraison à l'usine.

Le minerai humide peut être stocké sur le sol et être en tas recouvert. Dans ce cas, une réserve de 30 jours d'environ 443 000 tonnes métriques de nodules humides correspond à un peu plus de 400 000 m^3 de

nodules* saturés d'eau. Si l'on suppose une hauteur de 15 mètres et un angle d'éboulement de 45°, la base du tas, correspondant à une réserve pour un mois, aura une superficie de près de 60 000 m^2*. On suppose une réserve pour deux mois, soit 886 000 tonnes métriques de nodules humides, ce qui correspond à une surface d'environ 110 000 m^2 pour le stockage.

Bien que certains considèrent qu'il est préférable d'utiliser un bassin de stockage à cause des problèmes de poussières, on a choisi, pour cette étude, le stockage sur le sol. On suppose des tas couverts entourés de digues et de drains.

L'usine doit aussi comporter des installations de réception, de stockage, de récupération et de distribution pour les principaux produits nécessaires à l'opération (charbon, coke, silice, soufre, chaux, mazout et pâte pour électrodes). A moins d'indication contraire, on suppose que l'approvisionnement se fait par chemin de fer et qu'une livraison hebdomadaire assure une réserve de deux semaines, sur le site. Les quantités stockées sont données dans le Tableau 4, du chapitre "Résumé des produits nécessaires."

Séchage et pré-réduction sélective

Au cours de cette étape, les nodules sont séchés et réduits considérablement, tout en restant à l'état solide. Afin d'éviter les problèmes de poussières, on ne soumet pas les nodules à un broyage préalable et, par conséquent, une partie de la réduction doit se faire lors de l'étape suivante, soit à la fusion.

Les nodules humides, dans leur état initial, sont mélangés avec du charbon et sont introduits dans des fours rotatifs alimentés à contre-courant dans lesquels on maintient une température allant jusqu'à 1 000 °C. Le séchage a lieu près du côté d'entrée dans des conditions oxydantes. La réduction se fait au fur et à mesure que les nodules progressent vers la sortie du four, dans une atmosphère fortement réductrice contenant du monoxyde de carbone. La durée du séjour est d'environ 135 minutes. D'autres auteurs, en particulier Agarwal et al. (1978) et la EIC (Anonyme, 1977c) ont supposé que le séchage et la pré-réduction peuvent se faire en deux étapes distinctes. Cette hypothèse doit donc être considérée comme une approche possible impliquant des frais d'investissement et d'opération supplémentaires.

---

* Comme on l'a déjà vu, les nodules sont très poreux. Lorsqu'on suppose une humidité de 30 %, on tient compte seulement de l'eau contenue dans les pores, en supposant que toute l'eau de surface a été enlevée. A moins d'une élimination efficace de l'eau de surface, avant l'étape de séchage et de pré-réduction, le taux d'humidité peut rester élevé (40 à 45 %), ce qui nécessite un chauffage supplémentaire (non souhaitable) dans les fours. On suppose que la masse volumique apparente des nodules saturés d'eau est de 1,07 tmh/m^3 (c'est-à-dire 80 lb humides/pi^3).

La réduction des oxydes de nickel, de cuivre et de cobalt jusqu'à leur forme métallique est complète à environ 80 ou 90 %, alors que 45 % du fer est réduit en métal. La réduction du manganèse se fait seulement sous forme d'oxyde divalent ou de silicate.

Pour une charge d'alimentation quotidienne de 14 768 tonnes métriques de nodules humides naturellement déshydratés, on évalue la perte d'eau (libre et combinée) et d'autres produits volatils à environ 6 498 tonnes métriques par jour. La perte d'oxygène, pendant la réduction, est évaluée à environ 1 025 tonnes métriques par jour si l'on suppose une réduction à 85 % des oxydes de métaux communs jusqu'aux métaux correspondants, à 45 % de l'oxyde ferrique jusqu'au métal et à 100 % du bioxyde de manganèse jusqu'à l'oxyde manganeux. Donc, si l'on suppose qu'il n'y a ni pertes en poussières, ni excès de carbone et ni addition de fondant, la masse des produits déchargés est de 7 245 tonnes métriques par jour. Sridhar et al. (1976), notent que les produits déchargés doivent contenir un excès de carbone pour éviter une réoxydation. Cependant, ils ne précisent pas quelle fraction du charbon ajouté (4,5 % en poids des nodules secs) sort du four sans avoir été brûlé. Au sujet des pertes en poussières, on sait seulement que la quantité est similaire à celle produite dans les fours par les latérites réductrices. Aux fins d'évaluation des coûts, nous supposons que la quantité totale de poussières dans les gaz d'échappement sortant du four du côté d'entrée représente 6 % de la masse de nodules réduits, soit 435 tonnes métriques par jour; cette quantité est réintroduite dans le four de pré-réduction.

Nous supposons que le circuit des gaz d'échappement comprend une chaudière à chaleur résiduelle, un cyclone, un précipitateur électrostatique à chaud et un système de recyclage des fines. La charge totale en poussières est arbitrairement répartie dans les proportions respectives suivantes: 3,5%, 2,0 % et 0,5 %, soit 254, 145 et 36 tonnes métriques par jour.

Sridhar et al. ont procédé à leurs tests de réduction en utilisant un gaz réducteur contenant 14,7 % de CO, 8,7 % de H_2, 6,7 % de CO_2, 6,7 % de H_2O et 63,2 % de N_2, en simulant la combustion de fuel de soute de catégorie C en présence d'un volume stoechiométrique d'air de 0,6. Ils indiquent que les gaz réducteurs qui n'ont pas réagi sont brûlés dans la zone de chauffe du four; il faut prévoir un moyen d'introduire l'air de combustion dans cette zone du four.

Après leur sortie du four, les produits réduits peuvent se réoxyder. Pour éviter cela, on peut concevoir des goulottes fermées, avec des sas d'aérage rotatifs ou des tourillons d'alimentation. On peut aussi prévoir maintenir les produits chauds dans une atmosphère inerte (en présence d'azote, par exemple). La sortie du four sera sans doute équipée d'un déversoir surélevé, avec une ouverture assez grande pour les brûleurs. Un écoulement périphérique dans une chambre équipée d'une bague d'étanchéité, à un mètre de la sortie du four, permettra d'effectuer le déchargement dans des conditions réductrices. Il se peut aussi qu'il soit nécessaire de construire une chambre équipée d'une bague d'étanchéité du côté d'entrée du four, pour contenir les gaz chauds chargés de poussières. Un aspirateur placé à la fin du circuit des gaz maintiendra une légère dépressurisation dans la chambre d'alimentation, ce qui permettra de garder les gaz dans la chambre.

La charge d'alimentation en nodules humides, le charbon, le fondant, les produits recyclés, etc. seront probablement retenus dans des réservoirs intermédiaires surélevées, du côté d'entrée du four. De même, les alimenteurs-doseurs, les mélangeurs à bande (dans le cas où ils sont utilisés), les goulottes et les convoyeurs à bande se trouveront plus haut à l'étage de chargement.

Le transport des produits réduits vers les fours de fusion (probablement sur de courtes distances) peut s'effectuer à l'aide de transporteurs à chaînes à godets fermées et à l'aide de trémies d'équilibre intermédiaires hermétiques sous atmosphère d'azote gazeux. Les poussières recueillies le long du circuit des gaz ont tendance à s'oxyder complètement, mais elles peuvent être introduites dans les fours de fusion au lieu d'être recyclées dans les fours de pré-réduction. En fait, si on les recycle, il peut être nécessaire de procéder à une agglomération, afin de réduire les pertes.

Fusion

Sridhar et al. (1976) ont fondu les nodules à 1 400 °C, dans des creusets, sans addition de fondant, pour obtenir des scories fluides . Cependant, dans les prévisions d'équipement, on doit compter sur l'addition de sable cru. Étant donné la composition théorique moyenne de la charge d'alimentation, nous estimons que la consommation journalière de silice s'élèvera à 1 200 millions de tonnes. On peut aussi ajouter du calcaire, avant la fusion, pour régler la composition des scories.

La réduction se poursuit pendant la fusion, ce qui porte à 95 % la production totale de cuivre, de nickel et de cobalt, et à 90 % la production de fer et de molybdène. Ces métaux forment un alliage fondu, tandis que les scories rassemblent environ 98,5 % du manganèse. Cette séparation est une caractéristique essentielle du procédé.

Pour que le ferromanganèse obtenu à partir des scories soit de qualité habituelle, il faut que le rapport manganèse/phosphore dans ces scories, soit égal ou supérieur à 260. Sridhar et al. (1976) ont établi que, pour atteindre ce rapport, il fallait faire en sorte qu'au moins 1,5 % du manganèse se retrouve dans l'alliage, au cours de la réduction.

La répartition des éléments entre l'alliage riche en fer et les scories riches en manganèse est donnée à la section: "Fusion" du chapitre "Critères d'évaluation...". Environ un tiers du phosphore s'accumule dans l'alliage, le reste passant dans les scories. A peu près 90 % du molybdène ainsi qu'une grande proportion de substances indésirables comme l'arsenic et l'antimoine se retrouvent dans l'alliage.

A partir d'une charge totale de nodules réduits de 7 245 tonnes métriques par jour, on récupère du four de fusion environ 803 tonnes sous forme de métal et 10 165 tonnes sous forme de scories dont 2 907 tonnes pour la réduction du Fe et du Mn. Il reste donc 7 258 tonnes métriques par

jour de scories à éliminer dans un crassier. A ce stade du procédé, l'alliage représente approximativement 5 à 6 % de la masse humide des nodules provenant des réserves.*

La fusion se fera probablement dans des fours à arc électriques. Il faut prévoir la récupération des poussières contenues dans les gaz rejetés directement et dans les émissions d'impuretés provenant des alentours. On peut choisir des transporteurs à chaînes à godets, des bacs ou des bennes de chargement pour retourner les poussières recyclées dans les trémies d'alimentation du four de réduction, à partir de la chaudière à chaleur résiduelle, des cyclones et du précipitateur électrostatique.

Pour le transport et le stockage intermédiaire des produits chauds en provenance des fours de réduction, avant le chargement des fours de fusion, il faut tenir compte de la nécessité de conserver la chaleur et d'éviter la réoxydation. Il faut donc isoler et fermer toutes les bennes de chargement, tous les transporteurs à chaîne, à vis ou à godets et toutes les trémies. Ils seront revêtus d'un matériau réfractaire ou fabriqués d'alliages résistants à la chaleur. La distance entre les points de déchargement des fours de réduction et les trémies d'alimentation des fours de fusion doit être aussi courte que possible.

La charge réduite, stockée dans des réservoirs revêtus de matériau réfractaire situés au-dessus des fours de fusion électriques, est entraînée sous l'effet de la pesanteur dans des tuyaux en acier inoxydable et à travers des ouvertures situées à la périphérie du couvercle du four. Des dispositifs d'alimentation rotatifs placés au-dessous des trémies régularisent le débit.

Les électrodes sont du type continu, avec des systèmes de montecharges hydrauliques asservis. Les réfractaires sont riches en magnésie. Les scories peuvent être coulées dans des poches de coulée ou dans des chariots porteurs de la poche de coulée, pour être transportées directement vers le four à ferromanganèse ou pour être éliminées . Elles peuvent aussi être coulées dans une rigole où elles se granuleront et seront envoyées dans un circuit de déshydratation. Les scories granuleuses sont alors transportées par chariots, par camion ou par convoyeur vers le lieu de stockage.

Convertissage

Le convertissage de l'alliage fondu se fait en deux étapes: a) oxydation par l'air, ou par de l'air enrichi d'oxygène, pour réduire la teneur en manganèse à moins de 0,1 %, ce qui assurera une sulfuration efficace, et b) sulfuration, pour produire une matte contenant du nickel, du cuivre et du cobalt et pour éliminer le fer sous forme de scories de silicate riches en fer.

---

* Cela équivaut à environ 7,8 % de la masse sèche de nodules bruts (10 338 tms/jour).

Au cours de l'étape d'oxydation en présence de silice, environ 12 % du fer est scorifié avec le manganèse. La sulfuration de l'alliage est effectuée avec une quantité suffisante de soufre élémentaire, de pyrite ou de gypse, et de coke pour sulfurer le nickel, le cuivre, le cobalt et le fer afin d'obtenir du Ni_3S_2, du Cu_2S, du Co_9S_8 et du FeS, et pour permettre de récupérer 90 % du soufre dans la matte. Un brûleur mazout/oxygène fournit la chaleur nécessaire pour la réaction endothermique. On réduit la teneur en fer à environ 5 % en soufflant de l'air dans la matte et en utilisant un fondant de silice. Dans ces conditions, la matte retient à peu près 80 % du cobalt et presque tout le nickel et le cuivre. Si l'on prolonge le soufflage, pour obtenir par exemple 0,8 % de fer, la quantité de cobalt retenue est réduite à environ 40 %. A ce stade du soufflage, les scories contiennent la plus grande partie du manganèse, du molybdène, du plomb, du zinc et du titane et, comme nous l'avons mentionné, une partie du cobalt initialement présent dans l'alliage fondu.

On convertit environ 803 tonnes métriques par jour d'alliage fondu provenant des poches de coulée. Au cours de l'étape d'oxydation, on ajoute environ 62 tonnes métriques de fondant de silice; 185 tonnes métriques de scories sont récupérées et recyclées à la fusion (on retrouve dans ces scories environ 12 % du fer et 93 % du manganèse contenus dans l'alliage). Au cours de la deuxième étape, on ajoute 118 tonnes métriques par jour de soufre élémentaire (ou l'équivalent) pour produire 415 tonnes de matte*, et 207 tonnes par jour de silice pour produire 703 tonnes de scories sulfurisées, qui peuvent contenir une certaine quantité de cobalt et de molybdène recyclable. Il y a émission d'environ 14 tonnes de soufre, sous forme de gaz sulfureux.

Les deux étapes de convertissage se font dans des convertisseurs rotatifs à lance verticale comme ceux que l'Inco Limitée utilise actuellement dans son affinerie de nickel de Cooper Cliff. Les scories du convertisseur sont coulées dans des poches de coulée et stockées ou recyclées dans le four de fusion. La matte est coulée dans des moules, solidifiée et broyée, avant d'être retournée dans le circuit hydrométallurgique. On peut aussi granuler la matte fondue avec de l'eau avant d'entreprendre la lixiviation. Les gaz rejetés par le convertisseur sont recueillis et envoyés dans un précipitateur électrostatique au pied d'un collecteur d'échappement. On récupère la chaleur résiduelle.

Récupération du manganèse

(facultative, voir à l'Annexe IV)

Lixiviation de la matte

La matte, contenant les sulfures de nickel, de cuivre, de cobalt et de fer, est lixiviée avec de l'acide sulfurique, en présence d'oxygène sous une pression de 150 lb/po^2. La lixiviation est réalisée à 110 °C, soit à une température assez basse pour qu'il n'y ait pas de soufre fondu dans la boue, mais assez élevée pour permettre la dissolution complète des métaux communs en deux heures.

---

* Environ 4% de la masse séche des nodules bruts.

Il se produit deux réactions: 1) la conversion des sulfures en soufre élémentaire et 2) l'oxydation plus poussée du soufre en ions au sulfate. Si on limite l' ajout d'acide de façon à ce que l'excès d'acide à la fin de la lixiviation soit seulement de 20 grammes par litre, presque tout le soufre se transforme en sulfates. Seulement 4 % environ est transformé en soufre élémentaire et le résidu de lixiviation, qui ne contient pas grand-chose d'autre, représente seulement 1 % de la masse de la charge de matte.

Pour atteindre les taux de réaction voulus, on soumet la matte fondue à un broyage afin que 99 % des granules aient une granulométrie inférieure à 325 après la granulation de la matte et son triage par voie humide. Les produits broyés sont alors envoyés dans les autoclaves de lixiviation sous forme d'une boue contenant environ 9,5 % de solides. Les grains trop petits sont déshydratés avant d'être mélangés aux produits broyés pour être lixiviés.

La boue provenant de la lixiviation contient de l'acide sulfurique libre, en plus du nickel, du cuivre, du cobalt, du fer et de petites quantités d'impuretés. Dans la documentation, on ne trouve pas de description complète des méthodes employées par le groupe OMI pour la séparation et l'extraction des métaux communs. Cependant, Sridhar et al. (1976) expliquent brièvement comment le fer est récupéré de la solution par neutralisation de cette dernière (par un procédé protégé par un brevet) jusqu'à un pH de 3,5. D'après ce procédé, la neutralisation de la liqueur enrichie et la précipitation de fer se font par addition de chaux. Le trop-plein du clarificateur est dirigé vers l'échangeur d'ions et la sous-verse solide peut être recyclée à la lixiviation ou être éliminée.

D'après la documentation, le précipité de fer et de gypse contient la majeure partie du molybdène, du vanadium, du titane, du plomb, de l'arsenic, de l'antimoine et du phosphore initialement présents dans la solution. La majeure partie du manganèse (7 ppm), du bismuth (1 ppm) et du sélénium (0,4 ppm) restent en solution. Étant donné la faible quantité d'impuretés en solution, on prévoit peu de problèmes pour l'extraction des métaux communs lors des étapes de séparation et d'affinage électrolytique.

Le procédé de lixiviation de la matte rassemble les opérations suivantes: granulation, triage, clarification, broyage, lixiviation sous pression, séparation liquide/solide à contre-courant, broyage du calcaire et neutralisation de la solution.

Séparation par échange d'ions

En l'absence d'une description précise des étapes d'extraction des métaux du procédé OMI, on est contraint d'élaborer un système théorique de traitement comportant les étapes d'extraction par solvant, de dépouillage et d'épuration, en présence d'un réactif échangeur d'ions. Il y a plusieurs façons de réaliser ces opérations, mais l'on peut penser que les différences, en ce qui concerne les installations et les produits à employer, sont mineures et que les prévisions préliminaires (en vue de connaître l'ordre de grandeur) ne dépendent pas du procédé choisi.

Étant donné que le nickel n'est pas fixé sur la réactif échangeur d'ions lorsque le pH est faible, on peut procéder à une première séparation par extraction sélective du cuivre, à partir de la liqueur de lixiviation (pH 3,5). On extrait ensuite le nickel du raffinat débarrassé du cuivre, après avoir ajouté de l'ammoniac pour élever le pH à 11. Le présent modèle est basé sur ces deux étapes principales.

Le système est essentiellement composé de deux circuits organiques séparés. On peut cependant réunir les deux solutions organiques dépouillées lors du dépouillage du cobalt. Au cours de cette dernière opération, on récupère aussi le cuivre de la solution organique stérile de nickel. Après cette opération d'épuration, la solution organique est envoyée dans une cuve de stockage commune aux deux circuits.

Les circuits de dépouillage dans lesquels on récupère le cuivre et le nickel des solutions organiques sont en circuit fermé avec leurs installations d'affinage électrolytique respectives. L'électrolyte débarrassé du cuivre, contenant 160 g/l de H_2SO_4, est recyclé pour la récupération du cuivre de l'extrait organique; la solution enrichie, après depouillage, devient la charge d'alimentation pour l'électrolyse du cuivre. Pour le nickel, le circuit dépouillage/électrolyse est similaire sauf qu'il faut épurer l'extrait de nickel de l'ammoniac qu'il contient avant de dépouiller cet extrait avec l'électrolyte recyclé, à un pH de 8; la solution enrichie, après dépouillage, devient alors le catholyte pour l'électrolyse du nickel.

Ce procédé d'extraction consécutive du cuivre et du nickel de la solution provenant de la lixiviation s'oppose au système projeté par Kennecott dans lequel le réactif échangeur d'ions permet l'extraction simultanée du cuivre et du nickel, et les deux métaux sont dépouillés séparément et de façon sélective d'une solution organique commune. Dans le cas de Kennecott, cette façon de procéder est logique en raison du pH élevé de la solution de lixivation de leur procédé Cuprion. D'autres caractéristiques sont similaires; par exemple, les deux procédés peuvent comporter une ou deux étapes d'épuration pour éliminer, avant la récupération, l'ammoniac de la solution organique chargée de nickel; les solutions de dépouillage sont identiques; la séparation des produits organiques des solutions aqueuses et des résidus est similaire dans les deux procédés, ainsi que la récupération de l'ammoniac des solutions aqueuses chargées d'ammoniac.

Le raffinat provenant de la récupération du cobalt et les vapeurs provenant de la première étape d'épuration de l'ammoniac dans le circuit d'extraction et de dépouillage du nickel, sont envoyés à la récupération de l'ammoniac. Dans le procédé EIC, le raffinat provenant de la récupération du cobalt est mis en contact, à contre-courant, avec de la chaux éteinte par une distillation fractionnée à vapeur, et le raffinat est alors envoyé dans un circuit condensation/absorption de l'ammoniac.

Dans le procédé OMI, la concentration des métaux dans la liqueur enrichie est très élevée et le débit de cette liqueur est 4,6 fois moins grand que celui de la liqueur alimentant les installations d'extraction par solvant de Kennecott. Cependant, le débit total des solutions organiques est 1,7 fois plus élevé, ce qui reflète bien l'alimentation supérieure en métaux et la présence de deux circuits d'extraction. Le débit des liqueurs

dépouillées est aussi 1,2 fois plus grand dans le procédé OMI. Les volumes horaires globaux de solutions aqueuses et organiques sont les mêmes pour les deux procédés.

Il est donc permis d'avancer, d'après les deux paragraphes précédents, que l'évaluation de l'ordre de grandeur des coûts pour un circuit d'extraction par solvant, serait tout aussi valable, de façon préliminaire, pour l'OMI que pour le Kennecott. Bien que les deux consortiums opèrent à des échelles légèrement différentes, la taille et le nombre des installations pour chacun des procédés semblent être du même ordre de grandeur.*

Affinage électrolytique

Les opérations d'affinage électrolytique sont essentiellement les mêmes que celles décrites dans le système Kennecott. Les solutions étant pratiquement identiques, on peut reprendre la même conception et la même façon de procéder, en tenant compte d'un débit supérieur d'environ 30 % dans le cas de l'OMI.

Après dépouillage, les solutions riches en cuivre et celles riches en nickel sont envoyées dans les halls d'électrolyse où elles sont appauvries, les concentrations passant de 47 à 37 g/l pour le cuivre et de 77 à 50 g/l pour le nickel lors de l'affinage électrolytique commercial. Les halls d'électrolyse comprennent des circuits séparés pour la préparation de feuilles de départ, dans lesquels l'appauvrissement en métal est moins important et la densité du courant légèrement plus faible. Les halls d'électrolyse comprennent aussi des dispositifs de dissolution et de recyclage des résidus.

Dans les deux procédés (OMI et Kennecott), basés sur l'alimentation en nodules de manganèse, les solutions de dépouillage provenant de l'extraction par solvant sont, en général, plus pures que les électrolytes d'entraînement utilisés dans la plupart des opérations de lixiviation-affinage électrolytique. Par conséquent, une épuration additionnelle ou d'autres étapes de traitement complémentaire ne sont pas aussi essentielles. En général, les coûts devraient, au moins, n'être pas plus élevés que ceux rencontrés dans la plupart des installations d'affinage électrolytique du cuivre et du nickel.

Récupération du cobalt

Une étude de l'EIC Corporation (Anonyme, 1977c) décrit la précipitation, avec du sulfure d'ammonium, du cobalt, du nickel et du zinc contenus dans le raffinat, après extraction du nickel par échange d'ions.

---

* On prévoit 19 mélangeurs-appareils de décantation pour le procédé OMI et 15 pour le procédé Kennecott. La différence influe aussi sur le nombre de certains appareils, comme les pompes, mais les autres opérations restent comparables.

Les prélèvements dans la solution organique "stérile", provenant des circuits de dépouillage du cuivre et du nickel, sont combinées, traitées avec du sulfure d'hydrogène, puis centrifugées. On élimine ainsi les précipités de sulfure de cobalt et de sulfure de cuivre avant de recycler la solution organique.

La teneur en cobalt et en cuivre des précipités de cobalt obtenus lors du traitement du raffinat et des solutions organiques devrait permettre leur commercialisation, sans traitement supplémentaire. Cependant, d'après l'EIC, on procéderait à une lixiviation sous pression des sulfures, au cours de laquelle le sulfure de cobalt et le sulfure de nickel seraient sélectivement dissous; le sulfure de cuivre et le sulfure de zinc resteraient alors dans le résidu et seraient vendus tel quel. On récupérerait le nickel à partir de la solution de sulfate, sous forme de poudre, grâce à une réduction par l'hydrogène . L'opération serait effectuée par étapes, pour éviter toute contamination du nickel par le cobalt. On ajouterait ensuite du sulfate d'ammonium à la solution et le cobalt se cristalliserait sous forme de sel double de nickel et de cobalt.

Le modèle suppose qu'on évalue globalement le coût de la récupération du cobalt. Par conséquent, la présente étude ne donne pas de détails quantitatifs sur le traitement du mélange de sulfures de cobalt, de cuivre, de nickel et de zinc. De cette façon, on évite aussi les incertitudes que soulèveraient la commercialisation du cobalt sous cette forme.

Élimination des déchets

Il existe peut-être d'autres méthodes, mais on suppose pour le moment que les modèles simulant les systèmes d'élimination des déchets correspondent aux méthodes classiques. Il y aurait lieu d'attribuer tous ces coûts, comprenant celui des terres, à la section "Élimination des déchets" plutôt que de les incorporer dans des postes de dépenses.

Dans le présent modèle, l'élimination des déchets consiste à déverser les scories chaudes des chariots ou des wagonnets porte-poche, pour former un crassier. Suivant les possibilités offertes par le site considéré, on pourrait aussi envisager une granulation, une sédimentation ou le transport vers un autre lieu d'élimination. Les effluents solides et liquides (principalement les résidus de lixiviation) sont récupérés, neutralisés et envoyés dans un bassin à stériles. On suppose que le trop-plein sera limpide et traité à la chaux.

Pour des données concernant d'autres systèmes et celui décrit ici, se reporter à: "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Studies", Vol. 2, **Transportation and Waste Disposal Systems** août 1977, U.S. Department of Commerce.

CRITÈRES D'ÉVALUATION, RÉSUMÉ DES SECTIONS DE L'USINE

Aménagement du site et installations annexes

(1) Préparation du site*
n'incluant pas le terrain

(2) Installation annexes*
- (i) Lignes haute tension
- (ii) Routes d'accès
- (iii) Voies ferrées
- (iv) Alimentation en eau

(3) Frais généraux pour le terrain (voir le texte)

(4) Services sur le chantier (voir le texte)

Installations secondaires

(1) Terminal maritime (comme simulé pour un site spécifique, pourrait comprendre: quais, monobouée, entrepôts, stockage des matériaux, etc.)

(i)	Consommation de matières premières	4 873 474 tmh/an 3 411 432 tms/an
(ii)	Stockage temporaire dans l'installation portuaire (équivalant à la capacité d'un minéralier).	70 000 tmh (pour un site à 2 500 milles marins)
(iii)	Déchargement (Marconaflo)	3 000 tmh/h

(2) Transport du minerai* (par voie terrestre à partir du port jusqu'à l'installation de traitement)

(3) Bâtiments secondaires (voir le texte)

(4) Centrale électrique*

(5) Production des gaz*
- (i) Usine d'oxygène
- (ii) Gaz de gazogène et gaz de séchage
- (iii) Gaz inerte
- (iv) Hydrogène

(6) Production des produits sur place
- (i) Usine de coke
- (ii) H_2SO_4
- (iii) Four à chaux

---

* Coût spécifique au site.

On a supposé que ces produits étaient achetés. Si ils sont produits sur place, il faut modifier les listes des tableaux 4 et 5 (par exemple, charbon/coke; soufre/H_2SO_4; calcaire/chaux).

Constitution de réserves, récupération et manutention

(1) Bilan sommaire:

Quantité annuelle	4 873 474 tmh
Utilisation de l'usine	330 jours/an

(2) Stocks de nodules

Type	tas couvert
Stockage de la charge d'alimentation des nodules (pour 2 mois)	886 000 tmh
Masse volumique apparente des nodules (drainés, saturés d'eau).	1,07 tmh/m^3
Angle d'éboulement	de 37° à 45° (on a pris 45° pour le calcul de la surface de la base)
Hauteur du tas	15 mètres

(3) Composition des nodules — voir Tableau 2

(4) Stocks de réserves de matières premières — voir Tableau 3

Séchage et pré-réduction sélective

(1) Bilan sommaire:

Taux d'alimentation en nodules humides	14 768/jour (10 338 tms)
Eau libre (30%)*	4 430 tm/jour
Pertes à la calcination (14%)*	2 068 tm/jour
Nodules secs	8 270 tm/jour
Perte d'oxygène**	1 025 tm/jour
Nodules réduits obtenus	7 245 tm/jour
Coke	826 tm/jour

---

* Pourcentage en poids des nodules humides

** Hypothèses: réduction à 85 % du NiO, CuO, Co_2O_3 jusqu'à l'état métallique
réduction à 45 % du Fe_2O_3 jusqu'au Fe
réduction à 55 % du Fe_2O_3 jusqu'au FeO
réduction à 100 % du MnO_2 jusqu'au MnO

(2) Pertes en poussières recyclées 6 % des nodules réduits obtenus

3,5 % dans la chaudière à chaleur résiduelle
2,0 % dans le cyclone à chaud
0,5 % dans le précipitateur électrostatique

(3) Apport en combustible suffisant pour:

- évaporer 30 % de l'humidité
- maintenir une température de traitement d'environ 1 000°C
- permettre à la réaction de se poursuivre
- compenser les pertes par rayonnement et les pertes de chaleur sensible dans les solides et les gaz

(4) Apport en réducteur suffisant pour les niveaux de réduction mentionnés plus haut.

Fusion

(1) Bilan sommaire:

Alimentation en nodules réduits	7 245 tm/jour
Sable quartzeux	861 tm/jour
Calcaire	selon les besoins
Coke	394 tm/jour
Alliage obtenu (fondu)	803 tm/jour
Scories de fusion (total, sans production de manganèse)	10 165 tm/jour

(2) Composition de l'alliage obtenu:

Élément	Production journalière (tm/jour)	Composition calculée (%)
Ni	143	17,5
Cu	123	15,3
Co	25	3,1
Mo	5	0,62
Fe	465	57,9
Mn	42	5,2
As	0,4	0,05
Zn	1,0	0,12
P	2,1	0,26
Total	803	100

(3) Composition des scories de fusion*

Composant	Production journalière (tm/jour)	Composition calculée (%)
SiO_2	4 067	40
Na_2O	354	3,5
MgO	258	2,5
Al_2O3	1 324	12,9
K_2O	113	1,1
CaO	443	4,4
FeO	67	0,7
MnO	3 549	34,9 (27 % Mn)
Total	10 165	100

* En supposant que le rapport MnO/SiO_2 est égal à 1,5:

Silice contenue dans les nodules	3 206 tm/jour
Silice ajoutée lors du chargement	861 tm/jour
Total	4 067 tm/jour

(4) Produits récupérés — voir Tableau 3

(5) Consommation d'électrodes en carbone — 99 tm/jour; 30 lb/tonne de nodules réduits

(6) Consommation de coke — Théorique, pour poursuivre la réduction en métaux du Ni, du Cu et du Co jusqu'à 95 %, du Mo jusqu'à 90 %, du Fe jusqu'à 90 %, plus un excès de 33 %.

(7) On suppose que le recyclage des poussières provenant de la chaudière à chaleur résiduelle, des cyclones et du précipitateur électrostatique compte pour 2,5 % des charges de nodules réduits.

(8) Température de traitement — 1 400°C

(9) Pertes de chaleur — 25 Btu/pi^2 par les parois et le plafond du four, 40 Btu/pi^2 par le fond du four

(10) Durée de séjour à la fusion — 2 heures

Convertissage

(1) Bilan sommaire:

Oxydation	
Alimentation en alliage fondu	803 tm/jour
Fondant de silice	62 tm/jour
Scories (riches en fer)	185 tm/jour
Sulfuration	
Soufre (élémentaire)	118 tm/jour (utilisé à 90 %)
Silice	207 tm/jour
Scories	703 tm/jour
Matte	415 tm/jour

(2) Scorification par oxydation

On retire environ 12 % du fer (56 tm/jour) et environ 93 % du manganèse(39 tm/jour). Pour réduire Mn à environ 0,1%.
Environ 62 tm/jour de fondant de silice sont nécessaires.

On obtient environ 185 tm/jour de scories à recycler. Cycle de 40 minutes.

(3) Convertissage et soufflage

On retire environ 83 % du fer (368 tm/jour). Il reste peut-être 5 % du fer après cette étape et l'étape précédente.

Environ 207 tm/jour de fondant de silice sont nécessaires.

On obtient environ 703 tm/jour de scories à recycler (soutirées avant la formation de la matte, pour retirer le fer).

(4) Récupération des métaux dans la matte

Métal	Récupération %	Production journalière (tm/jour)
Ni	100	143
Cu	100	123
Co	80	20
Fe	5	23

(voir aussi les tableaux, Fusion 2 et 3)

(5) Composition calculée de la matte

Métal	Composition calculée (%)
Ni	34,5
Cu	29,6
Co	4,8
Fe	5,5
S	25,6
Mo	1
Mn	0,001
As	0,04

(6) Mazout/oxygène — Quantité suffisante pour la chaleur de réaction et pour les pertes de chaleur.

Récupération du manganèse

(facultative, voir à l' Annexe IV)

Lixiviation de la matte

(1)	Alimentation en matte	415 tm/jour
(2)	Composition calculée	Voir "Convertissage"
(3)	Broyage	99% de granulométrie inférieure à 325 mailles
(4)	Densité de la pulpe à lixivier	9,5 % de solides
(5)	Récupération des métaux par lixiviation	99% de Ni, Cu, Co, et Fe, 80 % d'autres éléments qui constituent des impuretés
(6)	Durée de séjour	2 heures
(7)	Température	110°C
(8)	Pression d'oxygène	150 lb/po^2
(9)	Acide libre après lixiviation	20 g/l
(10)	Conversion jusqu'au sulfure/soufre	4% en S° 96% en SO_4
(11)	Masse du résidu	Environ 1% de la masse de l'alimentation.
(12)	Densité de la pulpe résiduelle	Environ 0,1% de solides
(13)	Alimentation en acide (H_2SO_4)	384 tm/jour d'H_2SO_4 dans :00 gallons de solution de H_2SO_4
(14)	Volume de la solution	3 780 m^3/jour
(15)	Concentration calculée des métaux en solution	

Metal	Concentration (g/l)
Ni	37,5
Cu	32,2
Co	5,2
Fe	6,0

TABLEAU 3

Récupération des métaux par le procédé OMI

Élément	Récupération théorique (%)											Quantité traitée (tonnes)		Quantité produite (tonnes)	
	Alimentation-Préparation	Séchage-Pré-réduction	Fusion		Convertissage		Lixiviation	Échange d'ions	Affinage électrolytique	Réduction Fe/Mn	Récupération globale	tm/h	tm/an	tm/h	tm/an
			Alliage	Scories	Matte	Scorie									
Ni	100	100	95	5	100	-	99	99	100		93	6,27	49 709	5,83	46 229
Cu	100	100	95	5	100	-	99	100	100		94	5,41	42 887	5,09	40 314
Co	100	100	95	5	80	-	99	0	0		75	1,11	8 772	0,83	6 579
Mo	100	100	90	10	-	-	-	-	-		0	0,25	1 949		
Fe	100	100	90	10	5	-	99	-	-		-	21,5	170 572		
Mn	100	100	1,5	98,5	-	1,5	-	-	-	80	[illegible]	116	921 087		

(16)	Acide à neutraliser	20 g/1 (essentiel- lement) ou 75,6 tm/jour de H_2SO_4
(17)	Chaux nécessaire pour la neutralisation	43,2 tm/jour (CaO)
(18)	Quantité de fer récupérée	6 tm/jour
(19)	Masse du résidu fer/gypse	145 tm/jour
(20)	Densité de la pulpe	3,7 % de solides

Séparation par échange d'ions

(1)	Extraction/dépouillage du cuivre:	
	Alimentation en liqueur enrichie	158 m^3/h
	Composition de la liqueur enrichie	Voir "Lixiviation de la matte".
	Débit de la solution organique (O/A = 6/1)	963 m^3/h
	Récupération théorique	Cu 100% Ni 0% Co 0%
	pH	2,5 (ajusté avec de l'ammoniac)
	Température	40°C
	Prélèvement pour dépouillage	1% de la solution organique
	Perte de solution organique	50 ppm de solution organique en solution aqueuse
	Nombre d'étapes pour l'extraction	3; temps de mélange: 3mn chaque fois
	Nombre d'étapes pour l'épuration	0
	Nombre d'étapes pour dépouillage	2; temps de mélange: 3,75 mn chaque fois
	Débit de la solution de dépouillage	468m^3/h (O/A 2/1)
	Temps de séjour	1 h pour l'électrolyte 3 h pour la solution organique
(2)	Extraction/dépouillage du nickel:	
	Alimentation en liqueur enrichie	158 m^3/h
	Débit de la solution organique (O/A 7,25/1)	1 143 m^3/h
	Récupération théorique	Ni 99% Cu 0% Co 0%
	pH	11,0 (ajusté avec l'ammoniac)
	Température	40°C
	Prélèvement pour dépouillage du cobalt	1 % de la solution organique
	Perte de solution organique	50 ppm de solution organique en solution aqueuse
	Nombre d'étapes pour l'extraction	3; temps de mélange: 3mn chaque fois
	Nombre d'étapes pour l'épuration	5; temps de mélange: 3mn chaque fois

Nombre d'étapes pour le dépouillage	6; temps de mélange: 3,75 mn chaque fois
Première épuration O/A	3,3
Épuration secondaire O/A	1
Composition de la solution d'épuration secondaire	1 g/l de H_2SO_4 200 g/l de $(NH_4)_2SO_4$
Débit de la liqueur de dépouillage (O/A = 5,2)	219 m^3/h
Temps de séjour	1 h pour l'électrolyte 3 h pour la solution organique

(3) Récupération de l'ammoniac

EIC

Affinage électrolytique

(1) Circuit du cuivre:

Anodes insolubles	Plomb (+6% de Sb)
Densité du courant	170 A/pi^2
Température de l'électrolyse	49°C (cuves avec feuilles de départ) 38°C (cuves commerciales)
Solution d'entraînement	48 g/l de Cu, 145 g/l d'acide libre
Solution épuisée	37 g/l de Cu, 160 g/l d'acide libre
Circulation/stockage	Réservoirs pour drainage complet des premiers réservoirs
Cuves	Béton; garnitures intérieures en PVC
Efficacité du courant	93 %
Taille de la cathode	1 m^2
Masse de la cathode	68 kg
Espacement des cathodes	0,11 m
Tension	2,1 v
Consommation d'énergie	2 kWh/kg

(2) Circuit du nickel:

Anodes insolubles	Plomb
Cathode	Sacs-diaphragmes en dacron, tambours en PVC
Plaques-supports de feuilles de départ	Acier inoxydable ou Ti
Densité du courant	170 A/m^3
Température de l'électrolyte	63°C
Hottes de ventilation de l'anode	Polyéthylène (pour l'oxygène)
Efficacité du courant	94 %
Tension	3,5 V
Masse de la cathode	Environ 75 kg
Catholyte	pH 3, 77 g/l de Ni, 50 g/l de Ni
Anolyte	40 g/l de H_2SO_4
Consommation d'énergie	3,86 kWh/kg de nickel

Récupération du cobalt

EIC

Élimination des déchets

Scories fondues à éliminer (aucune récupération du manganèse)	
Fusion	10 165 tm/jour
Résidus de lixiviation	4,15 tms/jour
Densité des scrories	200 lb/pi^3
Aire d'élimination des scories (aucune récupération du manganèse)	0,25 m^2/an
Crassier d'une hauteur de 50 pi	
	17 acres/an
	340 acres/20 ans
Crassier d'une hauteur de 100 pi	
	9 acres/an
	70 acres/20 ans

RÉSUMÉ DES PRODUITS NÉCESSAIRES

Nodules

La quantité annuelle de nodules humides livrés à l'usine de traitement pourrait être 4 873 474 tonnes métriques/année, soit 3 411 432 tonnes métriques/année de nodules secs.

On suppose que la quantité des stocks de réserves pour deux mois est 886 000 tonnes métriques de nodules humides. Le minerai est transporté jusqu'au rivage par minéralier. La livraison jusqu'à l'usine peut se faire, selon le site considéré, par bateau, par voie ferrée ou par canalisation pour le transport de la boue.

Électricité

On évalue la consommation totale d'électricité de l'usine à environ 215 000 kW, dont 100 000 kW environ peuvent être produits localement par des chaudières à chaleur résiduelle. On considère donc qu'il faut acheter 115 000 kW (on a tenu compte des besoins du four à chaux, de l'usine de production d'oxygène et d'autres installations secondaires). Les plus grands consommateurs d'électricité sont : la fusion (120 000 kW), l'affinage électrolytique du nickel (23 000 kW), l'affinage électrolytique du cuivre (15 000 kW) et les services. La réduction du ferromanganèse consommerait 60 000 kW supplémentaires, ce qui impliquerait un achat global de 175 000 kW.

Vapeur

Le procédé exige environ 430 000 lb/h de vapeur (traitement des déchets et services inclus).

Eau

Voici les quantités totales d'eau nécessaires : environ 445 m^2/mn pour le refroidissement et 18 m^3/mn pour le traitement, dont environ 12 m^3/mn pour la manutention des produits et les services, 2,5 m^3/mn pour la lixiviation et 2,5 m^3/mn pour le traitement des déchets.

Autres produits

Les autres produits nécessaires sont donnés au Tableau 4, qui a été établi en supposant que le manganèse n'était pas récupéré. (Voir à l'Annexe IV pour les produits supplémentaires qui seraient nécessaires si le manganèse était récupéré.)

TABLEAU 4

Produits nécessaires

Produits	Besoins Annuels	Besoins en stocks[1]
Nodules	4 873 474 tmh	886 080 tmh(8 semaines)
Charbon	1 000 000 tm/an	85 000 tm
Coke[2,3]	200 000 tm/an	17 000 tm
Chaux[2]	70 000 tm/an	6 000 tm
Silice	373 000 tm/an	32 000 tm
Gas Oil	657 800 barrils	56 000 barrils
Soufre	38 500 tm/an	3 300 tm
Oxyde de fer (hématite)[3]		
Oxygène[2]	335 000 tm/an	
Ammoniac	3 000 tm/an	
Pâte à électrode[3]	33 000 tm/an	
Sulfure d'hydrogène	5 500 tm/an	
H_2SO_4[2]	127 000 tm/an (360 t/jour)	
Réactif échangeur d'ions	840 tm/an	
Floculant	320 tm/an	
Sulfate de sodium	1 100 tm/an	
Acide borique	180 tm/an	
Sel (NaC1)	180 tm/an	
Produits chimiques pour château d'eau	740 tm/an	
Adjuvant de filtration	1 500 tm/an	
Hydrogène[2]	400 tm/an	

1 Sauf indications contraires, les réserves sont prévues pour 28 jours.
2 Peuvent être produits sur le site.
3 On n'a pas prévu la récupération du manganèse, sauf en ce qui concerne une aire suffisante pour l'entreposage de réserves, si on décidait plus tard de récupérer le manganèse.

CALENDRIER DE PRÉ-PRODUCTION

La documentation ne fournit pas beaucoup de renseignements sur les étapes précédant la mise en exploitation du procédé de l'OMI. En premier lieu, Shaw (1976) a modélisé un cas d'exploitation de ce procédé, basé sur le type de procédé décrit ici. Selon lui, les installations de traitement devraient pouvoir fonctionner à 60 % de la capacité prévue quatre ans après la décision d'investir, et à 100 % au cours de la cinquième année.

On estime qu'il faut compter environ un an, après que la décision d'investir soit prise, pour acquérir les terrains avec options d'achat et obtenir les premiers permis nécessaires.

Si l'on suppose que l'aménagement du site peut commencer au début de la deuxième année suivant la prise de décision, on prévoit que la première série d'installations pourront produire deux ans et demi plus tard, soit trois ans et demi après la décision d'investir. Il pourrait alors y avoir une certaine production à partir de cette série d'installations, mais les coûts et les revenus seraient reportés sur l'année suivante, qui est considérée comme la première année de production à l'échelle commerciale. On suppose, comme Shaw (1976) le suggère, que l'usine fonctionnera à 60 % de la capacité prévue, au début de la première année de production à l'échelle commerciale, et à 100 % pendant toutes les années subséquentes.

On suppose qu'au moment où la première série d'installations commencera à être opérationnelle, au milieu de la troisième année, une réserve de nodules de deux mois aura été constituée.

En ce qui concerne l'usine de traitement, il faut inclure dans les prévisions financières toutes les dépenses encourues avant la période de production.

RÉFÉRENCES

Agarwal, J.C., et al, 1976, "Processing Manganese Nodules, A Technical and Economic Review", **Journ. of Metals,** avril 1976, pp. 24-31.

Agarwal, J.C., et al., 1978, "Comparative Economics of Recovery of Metals from Ocean Nodules", Kennecott Copper Corporation, pp. 1-8.

Anonyme, 1977a, "Description of Manganese Nodules Processing activities for Environmental Studies"; Vol. 1, **Processing Systems Summary,** U.S. Dept. of Commerce, Contract 6-35331, pp. **0-1 - 11-1.**

Anonyme, 1977b, "Description of Manganese Nodules Processing Activities for Environmental Studies", Vol. II, **Transportation and Waste Disposal Systems,** U.S. Dept. of Commerce, Contract 7-35169, pp. 0-1 - 7-3.

Anonyme, 1977c, "Description of Manganese Nodule Processing Activities for Environmental Impact Studies", Volume III, **Processing Systems Technical Analyses,** U.S. Dept. of Commerce, National Oceanic and Atmospheric Administration, Contract 6-35331, Office of Marine Minerals, août, pp. 1-1 - 14-60.

Bare, C.B. et Pasquali, J.W., 1973, "Process for the Extraction of Nickel, Copper and Cobalt from Manganiferous Ores"; U.S. Patent 3 751 554, 7 août 1973.

Beck, R.R. et Messner, M.E., 1970, "Copper, Nickel, Cobalt and Molybdenum Recovery from Deep Sea Nodules", In: Ehrlick, R.P., (ed), **Copper Metallurgy,** Metall. Soc. A.I.M.E., New York, pp. 70-83.

Boin, U. et Muller, E., 1973, "Economic Aspects of the Recovery and Utilization of Manganese Nodules"; traduit par Krutein, M.G., Global Marine Development, Inc., pp. 1-15.

Brooke, J.N. et Prosser, A.P., 1969, "Manganese Nodules as a Source of Copper and Nickel, Mineralogical Assessment and Extraction Transactions"; section C **de Institute of Mining and Metallurgy,** Vol. 78, pp. 64-73.

Clements, B.G., 1977, "Statement on H.R. 3350, H.R. 4582, H.R. 3652, H.R. 4922, H.R. 5624, H.R. 6846, H.R. 6784 (Deep Seabed Mining)"; In: **Hearings before the Sub-Committee on Oceanography and the Committee on Merchant Marine and Fisheries,** U.S. House of Representatives, 95th Congress, 1st Session, Serial No. 95-4, 17, 18 mars, 19-26-27 avril, 11, 20 mai 1977, pp. 191.

Coleman, E. E. et Vedensky, D.N., 1960, "Production of Ferronickel at Riddle, Oregon"; In: Quenean, P. (ed.), **Extractive Metallurgy of Copper, Nickel and Cobalt,** Interscience Publishers. pp. 263-286.

Diederich, F., 1978, "Special Aspects of Site Selection for Manganese Nodules Processing Plants", (sous presse).

Fuerstenau, D.W. et Han, K.N., 1977, "Extractive Metallurgy, Marine Manganese Deposits", Editor, Glasby, G.P., **Elsevier Oceanography Series,** 15, pp. 357-390.

Fuerstenau, D.W. et al., 1969, "Metal Extraction from Ocean Manganese Nodules" the International Nickel Company of Canada, Limited (Manuscrit non publié), 1969.

Gross, G.A. et McLeod, C.R., 1977, "Geology, Mineralogy and Geochemistry of Manganese Nodules"; Rapport interne préparé pour le Comité ministériel de coordination de l'exploitation minière des fonds marins, Commission géologique du Canada, Ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources, Canada, 43pp.

Halbach, P. et al., 1976, "Investigations of Pyrometallurgical Processing of Deep-Sea Manganese Nodules Using Sewage Sludge as a Reducing Agent"; Inter-Ocean 76, Dusseldorf, Allemagne, 15-19 juin, pp. 87-101.

Han, K.N., Hoover, M., Fuerstenau, D.W., 1974, Ammonia-Ammonium Leaching of Deep Sea Manganese Nodules; **Int. Journ. Mineral Processing,** Vol. 1, pp. 215-230.

Hanig, G., 1973, "High Pressure Sulfuric Acid Leaching of Manganese Nodules"; Inter Ocean '73, Dusseldorf, Allemagne, 13-18 novembre 1973, pp. 432-444.

Hoover, M., Han, K.N., Fuerstenau, D.W., 1975, "Segregation Roasting of Nickel, Copper and Cobalt from Deep-Sea Manganese Nodules", **International Journal of Mineral Processing,** Vol. 2, No. 2, 1975, pp. 173-185.

Kauczor, H.W., Jaunghanb, H. et Roever, W., 1973, "The Hydrometallurgy of Metalliferous Solution in the Processing of Manganese Nodules"; Inter Ocean '73, Dusseldorf, Allemagne, 13-18 novembre 1973, pp. 469-473.

King, D.C.E. et Pasho, D.W., 1979, Modèle général d'estimation: Installations de traitement des nodules de manganèse du Kennecott Joint Venture, août 1979, Ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources, Canada.

Kruger, J., Schwarz, K.H., 1975, "Processing of Manganese Nodules"; In: **Review of the Activities,** Edition 18- 1975, Manganese Nodules - Metals from the Sea, Metallgesellschaft AG, Frankfurt AM Main 1975, pp. 44-49.

Llanos, Z.R., Queneau, P.B. et Rickard, R.S., 1974, "Atmospheric Leaching of Matte at the Port Nickel Refinery", **CIM Bulletin,** février, pp. 74-81.

Lucas, B.H. et MacKinnon, D.J., 1976, "Lockheed Missiles and Space Co. - Joint Venture, An Appraisal of the Processing of Sea Nodules"; Laboratoires des sciences minérales, MRP/MSI 76-372 (TR), CANMET, Énergie, Mines et Ressources, Canada, 24 novembre, 6 pp.

McCreedy, J., 1977, "Deepsea Nodules", Thompson, Manitoba Branch, Can. Inst. Min. Met., 12 janvier, 1977, 11pp.

Menz, D., 1975, "Process for Extracting a Manganese Concentrate from Martime Manganese Ore"; U.S. Patent 3 906 075, 16 septembre 1975, 3pp.

Meyer-Galow, E., Boin, U. et Schwarz, K.H., 1973a, "The Marine Nodules Project: Spotlights from the View of Process Engineering, Papers on the origin and distribution of manganese nodules in the Pacific and prospects for exploration", Morgenstein, M., Ed., Honolulu, Hawaii, 23-25 juillet 1973, pp. 131-138.

Nakazawa, G., Suetsuna, A., Shimogawara, T., 1970, "Development of the Pressure Oxidation Leaching of High Grade Nickel Matte", 102nd Ann. Mtg. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng., (A.I.M.E.), 1970, 21 pp.

Meyer-Galow, E., Schwarz, K.H. et Boin, U., 1973b, "Metal Extraction from Managnese Nodules by Sulfating Treatment"; Inter Ocean '73, Dusseldorf, Allemagne, 13-18 novembre 1973, pp. 458-468.

Pasho, D.W., 1976, "Ocean Management Inc."; Comité ministériel de coordination de l'exploitation minière des fonds marins, manuscrit non publié, Ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources, Canada, 22 pp.

Plasket, R.P. et Romanchuk, S. 1974, "Recovery of Nickel and Copper from High Grade Matte at Impala Platinum by the Sherritt Process", 103rd Annual General Meeting of the AIME in Dallas Texas, 24-28 février, pp. 24.

Ritcey, G.M., 1976, "Review of the State of the Art of Processing Nodules"; CANMET Laboratoires des sciences minérales, MRP/MSL 76-115(LS) février 1976, Ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources, Canada.

Ritcey, G.M., Lucas, B.H. et Mackinnon, D., 1976a, "Inco Joint Venture, An Appraisal of the Processing of Sea Nodules"; document non officiel, septembre 1976, MRP/MSL 76-122 (TR) CANMET, Ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources, Canada, 5 pp.

Ritcey, G.M., Lucas, B.H. et MacKinnon, D.J., 1976b, "Kennecott Joint Venture an Appraisal of the Processing"; CANMET, document non officiel, Ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources, 6 mai, 10 pp.

Ritcey, G.M., Lucas, B.H. et MacKinnon, D.J., 1977, "DCOM Deep Ocean Mining Study - A Review and Comparison of Routes for Processing Manganese Nodules"; CANMET MRP/MSL 77-194 (TR), Ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources, Canada, pp. 32.

Robiette A.G.E., 1973, "Electric Smelting Processes"; John Wiley and Sons.

Shaw, J.L., 1976, "The Economics of an Ocean Mining Project"; 4th Int. Ocean Development Conf., prétirages 28 septembre - 1 octobre 1976, pp. 5-23.

Sridhar, R., 1974, "Thermal Upgrading of Sea Nodules"; manuscrit du document présenté au 103rd Annual AIME Meeting, Dallas, Texas, et **J. Metals,** décembre, pp. 18-22.

Sridhar, R., Jones, W.E. et Warner, J.S., 1976, "Extaction of Copper, Nickel and Cobalt from Sea Nodules"; **Journ. of Metals,** avril 1976, pp. 32-37.

Subramanian, K.N. et Glaum, G.V., 1977, "Two Stage Sulphuric Acid Leaching of Sea Nodules"; U.S. Pat. 4 046 851, 6 septembre 1977.

Sumitomo Shoji Kaisha, Ltd., 1972, "Historical Review of Manganese Nodule Development by the Sumitomo Group"; (manuscrit non publié), 15 septembre 1972, 4pp.

Thurneyssen, C.G., Szczeniowski, J. et Michel, F., 1960, "Ferronickel Smelting in New Caledonia". In: Quenean P. (ed) **Extractive Metallurgy of Copper, Nickel and Cobalt,** Interscience Publishers, pp. 287-300.

Ulrich, K.H., Scheffler, U. et Meixner, M.J., 1973, "Processing of Manganese Nodules by Acid Leaching", Inter Ocean '73, Dusseldorf, Allemagne, novembre 13-18 1973, pp. 445-457.

Vasil'chikov, N.V., Shirer, G.B., Matsepon, Yu. A., Krasnykh, I.F. et Grishankova, E.A., 1968, "Iron-Manganese Nodules from the Ocean Floor - Materials from the Production of Cobalt, Nickel, Manganese and Copper"; **Tsvetnye Metally,** Vol. 9, No. 1, pp. 46-49.

Wilder, T.C. et Galin, W.E., 1976, "Reduction Smelting of Manganese Nodules with a Liquid Reductant"; U.S. Patent 3 957 485, 18 mai 1976.

ANNEXES

ANNEXE 1

Caractéristiques physiques des nodules (Gross et McLeod, 1977)

		Greenslate (1977) Volume des nodules			Fuerstenau et Han (1977)	Halbach et al. (1975)	Wiesz (1975)	
		1 cm^3	1 cm^3	Volume global			Pacifique	Atlantique
Masse volumique des nodules humides (g/cm^3)	Moyenne	1,95	1,78	1,88		1,99		
	Max.	2,09	2,18	2,15		2,08		
	Min.	1,69	0,52	0,52		1,94		
Masse volumique des nodules secs (g/cm^3)	Moyenne				1,42[a]	1,396	1,52	1,43[b]
	Max.				1,54	1,646		
	Min.				1,36	1,217		
Masse volumique des grains secs (g/cm^3)	Moyenne	3,49	2,99	3,26	3,41[c]	3,334[d]	3,8	3,53
	Max.	4,19	4,52	4,52	3,54	3,526		
	Min.	2,66	0,39	0,39	3,2	3,054		
Porosité (%)	Moyenne				58	58,31		
	Max.				62	62,64		
	Min.				52	55,20		
Taille des pores (um)	Moyenne				80 % entre 0,01 et 0,1		0,0069	0,0073
Volume des pores (cm^3/g)	Moyenne						0,4	0,41
Superficie spécifique (m^2/g)	Moyenne				198		230	226
	Max.				287			
	Min.				118			
Teneur en H_2O	Moyenne	44,2	45,7	44,8[e]	14,0[f]			
	Max.	56,6	60,2	60,2	17,1			
	Min.	22,4	12,5	12,5	9,9			

[a] indiqué comme étant "Masse volumique apparente"
[b] indiqué comme étant "Masse volumique des particules"
[c] indiqué comme étant "Masse volumique réelle"
[d] indiqué comme étant "Masse volumique des solides"
[e] Teneur en eau, déterminée par séchage jusqu'à masse constante à 105° C, exprimée en pourcentage de la masse sèche d'une concrétion. Pour convertir en pourcentage la masse humide d'une concrétion, multiplier par 0,67 (facteur approximatif).
[f] Séchées à 110° C; la méthode n'est pas précisée.

Références citées à l'annexe I

Frazer, J.Z.
1977: "Manganese nodule reserves: an updated estimate"; **Marine Mining,** vol. 1, no. 2, pp. 103-123.

Frazer, J. Z. et Arrhenius, G.
1972: "World-wide distribution of ferromanganese nodules and element concentration in selected Pacific nodules", Tech. Rept. 2, **Int. Decade Ocean Explor.,** 51 pp.

Fuerstenau, D.W. et Han, K.N.
1977: "Extractive metallurgy", In: G.P. Glasby (Editor), **Marine Manganese Deposits,** Elsevier, Amsterdan, pp. 357-390.

Greenslate, J.
1977: "Manganese concentration wet density: a marine geochemistry constant"; **Marine Mining,** vol. 1, No. 2,pp. 125-148.

Gross, G.A. et McLeod, C.R.
1977: "Geology, Mineralogy and Geochemistry of Manganese Nodules"; Rapport interne préparé pour le Comité ministériel de coordination de l'exploitation minière des fonds marins, Commission géologique du Canada, Ministère de l'Énergie, des Mines et des Ressources,Canada, 43 pp.

Halbach, P., Ozkara, M. et Hense, J.
1975: "The influence of metal content on the physical and mineralogical properties of pelagic manganese nodules"; **Mineral Deposits,** Vol. 10, pp. 397-411.

Horn, D.R., Delach, M.N. et Horn, B.M.
1973: "Metal content of ferromanganese deposits of the oceans"; Tech. Rept. 3, **Int. Decade Ocean Explor.,** 51 pp.

Kaufman, R.
1974: "The selection and sizing of tracts comprising a manganese nodule ore body"; Proc. 1974 Off. Technol. Conf. OTC 2059.

Ku, T.L.
1977: "Rates of accretion"; In: G.P. Glasby (Editor), **Marine Manganese Deposits.** Elsevier, Amsterdam, pp. 249-267.

Sorem, R.K. et Fewkes, R.H.
1977: "Internal characteristics"; In: G. P. Glasby (Editor), **Marine Manganese Deposits.** Elsevier, Amsterdam, pp. 147-183.

Weisz, P.B.
1975: "Ferromanganese nodules - their use as catalysts"; In: Pasho, D.W., McLeod, R. and Welwood, R.: Summary of talks given at the Sixth Underwater Mining Institute, Madison, Wisconsin, 2 et 3 octobre 1975; R.M. and C.B. Int. Rept. 75-2, pp. 6-11.

ANNEXE II

Comparaison: présente étude/EIC

1) Composition moyenne présumée des nodules (% en masse sèche): Tirée d'Anonyme (1977c Tableau 4.1)

	Présente étude	EIC[1]
Al	6,50	3,42
Si	14,50	8,62
P	,05	,19
K	,90	1,27
Ca	1,65	2,03
Ti	,50	,57
Mn	27,00	31,69
Fe	5,00	10,77
Co	,25	,25
Ni	1,45	1,65
Cu	1,25	1,39
Zn	,15	,19
Sr	,06	,10
Mo	,06	,06
Ba	,05	,05
Pb	,05	,06
V	,05	,05
As	,005	,006
Mg	1,50	1,77
S	,50	,13
C	,01	,13
Na	2,50	2,79
H_2O	-	-
Pertes à la calcination	20,00	26,60

"Nodule étalon": composite, nodule du Pacifique central.
-: Néant
[1] Séchée à l'air (21,0 % H_2O) rapportée à la masse sèche (Tableau 4.1)

2) Certains paramètres: tirés d'Anonyme (1977a, Tableau 3,3)

	Présente étude	EIC
Vitesse d'alimentation des nodules humides (tm/jour)	14 800	3 436
Teneur en eau (% masse humide)	30,0	40,0*
Vitesse d'alimentation des nodules (à 0 % de H_2O)	10 338	2 062
Production de matte		
matte (tm/jour)	415	85,4
% de la masse sèche des nodules bruts	4,0	4,14

* La EIC suppose une teneur en eau de 40% (% en masse humide) avec perte de 60 % par drainage de l'eau superficielle et de l'eau dans les pores accessibles.

3) Production de métal (tm/an): tirée d'Anonyme (1977a, Tableau 8.1)

	Présente étude	EIC
nickel	46 229 (93)	10 200 (91)
cuivre	40 314 (94)	7 810 (83)
cobalt	6 579 (75)	1 500 (88)
ferromanganèse	265 650	228 000

( ) récupération à partir du procédé: teneur en métal établie à partir de la vitesse d'alimentation des nodules à 9 % de H_2O; dans le tableau, composition moyenne supposée des nodules.

4) Facteurs (Valeurs de la EIC x facteur = valeurs dans la présente étude)

nodules (humides)	4,31
nodules (secs)	5,01
matte	4,84
nickel	4,53
cuivre	5,16
cobalt	4,39
ferromanganèse	1,17

ANNEXE III

Principales pièces d'équipement et installations

Séchage et pré-réduction sélective

Mélangeur
Fours avec système d'entraînement
Trémies d'alimentation intermédiaires pour les nodules humides
Alimenteurs
Convoyeurs (à courroie)
Goulottes
Dispositifs d'alimentation rotatifs
Systèmes de brûleurs au pétrole
Cyclones
Précipitateurs électrostatiques
Aspirateurs
Transporteur (à chaîne et à godets)
Convoyeurs (à vis)
Appareillage
Salle de commandes
Chaudières à chaleur résiduelle

Fusion

Trémies pour fondant
Fours à arc électriques
Mécanismes pour les électrodes
Monte-charges d'alimentation à godets, revêtus d'un matériau réfractaire
Trémies d'alimentation du four, revêtus d'un matériau réfractaire
Dispositifs d'alimentation rotatifs
Hottes et canalisations de ventilation
Ventilateurs
Manches filtrantes
Bacs ou chariots
Poches de coulée pour les scories
Poches de coulée pour les alliages
Rigoles de granulation des scories
Système de déshydratation des scories granuleuses

Convertissage

Convertisseurs rotatifs (à lance verticale)
Compresseurs
Cyclones
Poches de coulée
Pont de coulée
Poches à scories
Hottes et canalisations
Précipitateur électrostatique
Ventilateurs
Machine à couler la matte
Concasseur à mâchoires ou matériel de granulation
Broyeur à marteaux
Chaudières à chaleur résiduelle

Lixiviation de la matte

Rigole de granulation
Classificateur cônique, en rangée ou à vis
Clarificateur (matte)
Broyeur à boules
Autoclave(s)
Pompe(s)
Filtres à tambour ou couvertures
Trémie d'alimentation du calcaire
Broyeur à marteau ou broyeur à boules avec balayage par courant d'air
Appareil de classement par courant d'air
Tourillon(s) d'alimentation
Agitateur
Clarificateur (boues neutres)

Séparation par échange d'ions

Appareils de décantation-mélangeurs
Granulateur
Cellules de flottation
Pompes (moteurs antidéflagrants)
Mélangeurs
Système d'aspiration pour l'élimination des incrustations
Centrifugeuses pour récupérer la solution organique contenue dans les incrustations
Incinérateur pour les incrustations
Réservoirs d'équilibre
Débitomètres et appareils de réglage des débits
Indicateurs de température
Sondes de conductibilité de phase
Indicateurs de pH
Échangeurs de refroidissement

Électrolyse

Cellules (béton, revêtement de PVC)
Anodes de plomb
Tiges de jonction
Sacs-diaphragmes en tissu (circuit de nickel seulement)
Plaque-support de feuille de départ (appelé Ti)
Plateaux pour épuration
Matériel de coupe/ébarbage
Equipement de distribution à mailles
Matériel de redressement
Équipement de levage/transport des électrodes
Collection/traitement des vapeurs de ventilation
Collection, stockage et traitement des boues anodiques
Système de distribution des solutions
Matériel de préparation/distribution des réactifs
Réservoirs d'équilibre/stockage de la solution
Plateaux de stockage des électrodes
Pesage des cathodes
Échangeurs de chaleur
Centrifugeuse ou cellules de flottation
Bassin de retour du solvant

Récupération du cobalt

Récipients de réaction
Pompes
Centrifugeuse

ANNEXE IV

Production du manganèse

Discussion du procédé

Dans leur examen des procédés possibles pour le traitement des nodules de manganèse, Agarwal et al. (1976) soutiennent que des scories de fusion ayant une teneur de 35 à 40 % en Mn constituent une matière première beaucoup moins satisfaisante que le minerai pur de 45 à 50 %, provenant des grandes réserves minières et disponibles à faible prix. Ils pensent aussi que la haute teneur en phosphore des scories sera une source de problème, pour ce qui est de la qualité voulue de ferromanganèse. Sridhar et al. (1976) mentionnent aussi ce dernier problème. Ces deux facteurs contredisent l'assertion de Sridhar selon laquelle le procédé est plus souple, surtout s'il est important du point de vue économique d'utiliser la chaleur des scories fondues encore chaudes, au fur et à mesure de leur production, plutôt que d'alimenter les fours avec des scories (en réserves) granuleuses froides, au fur et à mesure des besoins.

Cependant, si l'on crée des marchés sûrs pour un ferromanganèse de qualité moyenne, les revenus additionnels pourraient jouer un rôle important dans la mise en valeur du procédé pyrométallurgique. Shaw (1976) indique que la production annuelle de manganèse atteindra 207 200 tonnes métriques. Cela correspond à un peu moins de 1 million de tonnes métriques de nodules secs contenant 27 % de manganèse, avec un taux de récupération de 80 %. Il semble donc que le groupe OMI envisage de vendre moins d'un tiers du manganèse contenu dans la charge initiale de nodules. Cette limite peut signifier deux choses: le procédé n'est pas viable à un rendement inférieur et/ou il s'agit de la quantité maximale qui peut être mise en marché, au début de l'exploitation.

Des 10 165 tm/jour de scories de fusion produites, seulement 2 907 tonnes métriques seront donc traitées si on décide de récupérer le manganèse, les autres 7 248 tonnes métriques étant éliminées.

Afin que la quantité de phosphore dans les scories de fusion soit suffisamment faible pour permettre de produire du ferromanganèse, on limite le degré de réduction lors de la fusion, de telle sorte que la teneur en maganèse de l'alliage fondu soit égale ou supérieure à 1,5 % (cela se fait aux dépens de la récupération des métaux communs).

La production de ferromanganèse se fait aux environs de 1 600 °C, avec addition de chaux et de coke, dans un four à arc électrique submergé. Des précipitateurs électrostatiques éliminent les gaz de leurs poussières avant qu'ils ne soient rejetés. Les scories obtenues au cours de l'opération, contenant jusqu'à 10 % de manganèse, sont éliminées. Une autre méthode permet d'obtenir des scories dont la teneur en manganèse est plus élevée (25 %), à partir desquelles on peut préparer du silico-manganèse, lors d'une opération distincte. Dans la présente étude, on suppose qu'on utilise la méthode "des scories à faible teneur en manganèse".

Au cours de l'opération, il faut ajouter de l'hématite, pour augmenter la quantité de fer dans les scories de fusion utilisées, et de la chaux pour former des scories avec la silice libérée lors de la réduction des oxydes manganeux et ferreux. Le carbone, sous forme de coke fin transporté par le gaz de gazogène, et sous forme d'électrodes usés, est le réducteur présent en excès.

La liste des principaux appareils ressemble quelque peu à celle établie précédemment pour les étapes de fusion et de pré-réduction. Cependant, les fours électriques seraient plus petits et seraient utilisés à une température plus élevée. Il faut aussi prévoir des appareils de moulage et de broyage pour préparer le ferromanganèse avant de l'expédier.

Résumé des critères d'évaluation

(1) Bilan sommaire:

Alimentation en scories de fusion	2 907 tm/jour
Calcaire	965 tm/jour
Hématite	139 tm/jour
Coke	312 tm/jour
Scories obtenues après réduction	2 489 tm/jour
Productions de ferromanganèse de qualité moyenne	805 t/jour

(2) Quantité nécessaire de manganèse dans le ferromanganèse — 207 200 tm/an

(3) Teneur en manganèse des scories de fusion — 27 % (34,9 % MnO)

(4) Récupération supposée du Mn des scories de fusion — 80 %

(5) Température de réduction — environ 1 600 °C

(6) Quantité totale de charbon ajoutée — 111 tm/jour (total)

- pour réduire le Fe_2O_3 et le FeO des scories, les résidus, et un excès supposé de 30 %, il faut 296 tm/jour de carbone
- on suppose que le carbone réducteur est fourni par les électrodes (10 lb d'électrode/tm de charge; 3 046 tm/jour = 13,8 tm de carbone), par le coke qui reste et par le gaz de gazogène.
- on suppose que le coke contient 90 % de carbone

(7) Composition du ferromanganèse produit

Métal	Composition calculée en %
Mn	78
Fe	14
Si	1
C	7
	(56 tm/jour de résidu de carbone)

(8) Ferromanganèse produit 265 650 tm/an

(9) Composition des scories après réduction

Comparé	Composition calculée en %
SiO_2	47
Na_2O	4
MgO	3
Al_2O_3	15
K_2O	1
CaO	22
MnO	8

(10) Élimination des déchets

Scories fondues qui sont éliminées	
Fusion	7 258 t/jour
Production de ferromanganèse	2 485 t/jour
Élimination totale	9 745 t/jour

Si l'on produit du ferromanganèse, la quantité totale de scories est légèrement plus faible (environ 422 tm/jour en moins). On peut alors s'attendre à une réduction de 5 % de la superficie de l'aire réservée à l'élimination des déchets.

(11) Produits supplémentaires nécessaires (voir la note du Tableau 3)

Produit	Quantité annuelle nécessaire	Réserve nécessaire (4 semaines)
Coke	100 000	8 500
Calcaire	243 500 tm	20 700 tm
Minerai de fer (hématite)	46 000 tm	4 000 tm
Pâte pour électrode (60 lb/tonne d'alliage de ferromanganèse: Robiette, 1973)	7 000 tm	